



# ESCOLA NAVAL

*talant de biêfaire*



**Bambi de Almeida Monteiro**

***Comparação entre processos de dessalinização para  
produção de água em cenários de catástrofe ambiental:  
avaliação preliminar da sua aplicação a navios.***

Dissertação para obtenção do grau de Mestre em Ciências Militares Navais,  
na especialidade de Engenharia Naval, Ramo de Mecânica.



Alfeite

2021





# ESCOLA NAVAL

ta sãnto e bñfãire



**Bambi de Almeida Monteiro**

***Comparação entre processos de dessalinização para  
produção de água em cenários de catástrofe ambiental:  
avaliação preliminar da sua aplicação a navios.***

Dissertação para obtenção do grau de Mestre em Ciências Militares Navais,  
na especialidade de Engenharia Naval, Ramo de Mecânica.

**Orientação de:** Prof. Doutor Miguel José Pereira Sales Cavique Santos

O Aluno Mestrando



---

Bambi de Almeida Monteiro

O Orientador



---

Prof. Doutor Miguel Cavique Santos

Alfeite

2021





## **Epígrafe**

*“May the force be with you”*



## Dedicatória

Aos meus queridos pais,

Fernando Monteiro Bambi e Luísa Almeida.

À minha querida “mãe grande<sup>1</sup>”,

Francelina Almeida.

---

<sup>1</sup> Termo utilizado na cultura Bakongo para referir a irmã mais velha da mãe de uma pessoa.



## **Agradecimentos**

Aos meus pais e irmãos, por tudo.

À minha namorada, Nádía Gonçalo, pelo incentivo e apoio.

Ao meu orientador, Professor Doutor Miguel Cavique Santos, por me ter acompanhado, instruído e pelos desafios propostos durante a elaboração desta dissertação.

A todos os professores que tive enquanto estudante, aos amigos e camaradas que fizeram parte deste percurso.

O meu muito obrigado!



## Resumo

Atualmente, a produção de água potável através de processos de dessalinização da água salgada é uma realidade cada vez mais presente na vida de muitas sociedades que enfrentam problemas de escassez de água. Portanto, a dessalinização surge como uma fonte alternativa para combater a elevada procura de água potável.

Esta dissertação apresenta um estudo comparativo entre os sistemas de dessalinização, de modo a selecionar dois sistemas e avaliar as condições de implementação a bordo de um navio da Marinha, que se destine a produzir água para auxiliar localidades que por situações de catástrofes ambientais têm o acesso limitado.

A abordagem consiste na descrição dos sistemas, avaliação dos modos de funcionamento e das capacidades de produção bem como a energia necessária.

Este estudo considera a energia elétrica e térmica disponível a bordo dos navios da Marinha portuguesa da classe Viana do Castelo. São selecionados dois sistemas que podem ser alimentados pelos geradores de bordo. O desempenho dos sistemas é analisado através de simulações computacionais dos modelos matemáticos por intermédio dos softwares *EES* e *WAVE*.

A solução apresentada consiste na combinação dos sistemas de osmose inversa (RO) com os sistemas térmicos de dessalinização de múltiplos efeitos (MED). Estes últimos alimentados pelo calor reaproveitado dos gases de exaustão e os sistema de osmose inversa por energia elétrica. Com esta combinação é possível produzir 1 814 m<sup>3</sup> de água por dia para fornecer 20 litros a 90 700 pessoas. Valores alcançáveis com a colocação de dois sistemas térmicos no porão de carga, 45 sistemas de osmose inversa no cais por onde o navio estiver atracado e 48 sistemas de osmose inversa a bordo, metade na tolda e a outra metade no convés de voo.

**Palavras-chaves:** navio, água, dessalinização, múltiplos efeitos, osmose inversa.





## Abstract

Currently, the production of drinking water through saltwater desalination processes is a reality that is increasing in the lives of many societies that face problems of water scarcity. Therefore, desalination emerges as an alternative source to combat the high demand for drinking water.

This dissertation presents a comparative study between desalination systems to select two systems and evaluate the implementation conditions on board of a Navy ship, which produce water to help people in localities with limited access to water due to environmental disasters.

The approach consists of describing the systems, evaluating the modes of operation and production capacities, and the energy required.

This study considers the electrical and thermal power available onboard the Portuguese class ships Viana do Castelo. Two systems are selected using the onboard generators. The performance of these systems is analyzed by mathematical models simulations using *EES* and *WAVE* software.

The solution presented combines the reverse osmosis systems (RO) with the multiple effect desalination systems (MED). The latter are fed by heat reused from exhaust gases and the RO by electricity. The set makes it possible to produce 1 814 m<sup>3</sup> of water per day to supply 20 litres to 90 700 people daily. Amounts achievable by placing two thermal systems in the cargo hold, 45 reverse osmosis systems on the quay where the ship is berthed and 48 reverse osmosis systems on board, half in the awning and half on the flight deck.

**Keywords:** ship, water, desalination, multi-effects, reverse osmosis.



# Índice

Epígrafe .....	I
Dedicatória.....	III
Agradecimentos .....	V
Resumo .....	VII
Abstract.....	IX
Índice .....	XI
Índice de figuras .....	XV
Índice de tabelas .....	XIX
Índice de gráficos.....	XXI
Abreviaturas, siglas e acrónimos .....	XXV
1. Introdução .....	1
1.1. Motivação.....	1
1.2. Objetivos .....	2
1.3. Estrutura do trabalho .....	3
2. Processos de dessalinização .....	5
2.1. Breve introdução histórica .....	5
2.2. Disponibilidade da água no planeta .....	7
2.3. Sistemas de dessalinização.....	9
2.4. Classificação das tecnologias de dessalinização .....	11
3. Sistemas térmicos .....	13
3.1. Dessalinização de Múltiplos Efeitos (MED) .....	13
3.1.1. Configurações do sistema de MED .....	14
3.1.2. Célula de um sistema MED .....	16
3.2. Dessalinização Instantânea de Múltiplos Estágios (MSF).....	17
3.3. Dessalinização por compressão de vapor.....	19

4.	Sistemas de membranas .....	21
4.1.	Osmose inversa .....	23
4.2.	Dessalinização por Eletrodialise .....	25
5.	Comparação entre processos de dessalinização .....	27
5.1.	Concentrações de sais admissíveis.....	27
5.2.	Consumos energéticos.....	28
5.3.	Custos económicos de produção de água potável .....	30
5.4.	Impacto ambiental.....	30
5.5.	Critérios de seleção .....	32
6.	Avaliação preliminar dos sistemas de dessalinização a bordo de navios.....	33
6.1.	Sistemas existentes na Marinha portuguesa.....	33
6.1.1.	Fragatas da classe Vasco da Gama .....	33
6.1.2.	Patrulhas oceânicos da classe Viana do Castelo .....	38
6.1.3.	Navios hidrográficos da classe Almirante Gago Coutinho.....	40
7.	Aplicação dos sistemas de dessalinização a bordo de um navio da classe Viana do Castelo .....	43
7.1.	Potência elétrica .....	43
7.2.	Instalação propulsora .....	44
7.3.	Energia térmica dos gases de exaustão .....	45
7.4.	Espaço disponível a bordo .....	47
7.5.	Caso particular da cidade de Faro .....	48
8.	Modelação matemática dos sistemas de dessalinização.....	51
8.1.	Modelo matemático de um sistema MED .....	51
8.2.	Modelo matemático de um sistema de osmose inversa .....	59
9.	Simulação computacional dos sistemas de dessalinização .....	65
9.1.	Simulação do sistema de dessalinização de múltiplos efeitos (MED)....	65
9.2.	Simulação do sistema de osmose inversa .....	72

9.3. Discussão de resultados .....	79
10. Conclusão .....	83
Referências bibliográficas .....	85
Apêndices .....	91
Apêndice A: Simulação do sistema de MED, considerando o caudal de alimentação .....	91
Apêndice B: Determinação do coeficiente global de transferência de calor .....	94
Apêndice C: Validação da equações da taxa de recuperação dos módulos de RO em série. ....	96
Apêndice D: Programa e Resultados das simulações do sistema de MED .....	97
Tabela paramétrica com a temperatura da água salgada o parâmetro variável.....	100
Tabela paramétrica com caudal de água salgada de alimentação o parâmetro variável .....	101
Apêndice D: Resultados e configuração da simulação do sistema de osmose inversa .....	102
Apêndice E: Modelo matemático do sistema de MSF .....	103
Anexos .....	111
Anexo A: Sistema de dessalinização da classe Vasco da Gama .....	111
Anexo B: Sistema de Propulsão e energia da classe Viana do Castelo .....	113
Anexo C: Manual do operador do sistema de osmose inversa da classe Viana do Castelo .....	114
Anexo D: Sistema de propulsão dos navios da classe ALM Gago Coutinho .....	119
Anexo E: Manual de informações dos gases de exaustão dos motores a bordo da classe Viana do Castelo .....	123
Anexo F: Tabelas dos coeficientes convecção e coeficientes globais típicos de transferências de calor .....	124
Anexo G: Características das membranas <i>SW30ULE-440i obsoleto 9/2019</i> .....	125
Anexo H: Tabelas de Propriedades da água .....	127
Anexo I: Diagrama de compartimentação dos navios da classe Viana do Castelo. ....	129



## Índice de figuras

Figura 1: Esquema geral de um sistema de dessalinização. ....	10
Figura 2: Distribuição global de grandes instalações de dessalinização por capacidade, tipo de água de alimentação e tecnologia de dessalinização (Jones, Qadir, Vliet, Smakhtin, & Kang, 2019). ....	11
Figura 3: Classificação das tecnologias de dessalinização. Adaptado de (Youssef, AL-Dadah, & Mahmoud, 2014).....	12
Figura 4: Esquema de um sistema de Dessalinização de Múltiplos Efeitos (MED) de alimentação paralela (Al-Karaghoul, 2013). ....	14
Figura 5: Esquema de um sistema de Dessalinização de Múltiplos Efeitos de alimentação direta (Al-Hotmani, Al-Obaidi, John, Patel, & Mujtaba, 2020). ....	15
Figura 6: Esquema geral de um sistema MED alimentação inversa. ....	16
Figura 7: Célula de um sistema MED . ....	17
Figura 8: Esquema geral de um sistema de dessalinização instantânea de múltiplos estágios. Adaptado de (Al-Karaghoul, 2013). ....	18
Figura 9: Esquema de um sistema de MSF com reaproveitamento de salmoura. ....	19
Figura 10: Esquema geral de um sistema de compressão de vapor (MVC e TVC) (Al-Jabr, 2016). ....	20
Figura 11: Representação esquemática da capacidade de filtração das membranas (Rezazazemi, Khajeh, & Mesbah, 2017). ....	21
Figura 12: Esquemática de uma membrana (Mulder, 1919) ....	22
Figura 13: Tipos de membranas. ....	22
Figura 14: Princípio de osmose. ....	23
Figura 15: Esquema geral de um sistema de osmose inversa. ....	24
Figura 16: Módulo de membrana de osmose inversa em espiral. ....	24
Figura 17: Esquema genérico de um sistema de eletrodialise (Al-Jabr, 2016). ....	25

Figura 18: Sistema de vapor destilador existente a bordo do NRP Álvares Cabral (Classe Vasco Gama) .....	34
Figura 19: Esquema do ejedor utilizado a bordo do NRP Álvares Cabral (Classe Vasco da Gama). .....	35
Figura 20: Sistema de osmose inversa a bordo do NRP Álvares Cabral (Classe Vasco da Gama). .....	36
Figura 21: Esquema de funcionamento do sistema de osmose inversa do NRP Álvares Cabral (Classe Vasco da Gama). .....	37
Figura 22: Sistema de osmose inversa a bordo do NRP Setúbal (Classe Viana do Castelo). .....	38
Figura 23: Esquema de funcionamento do sistema de osmose inversa do NRP Setúbal. ....	39
Figura 24: Esquema do destilador a bordo dos navios da classe ALM Gago Coutinho. ....	41
Figura 25: Esquema do sistema de destilação dos navios da classe ALM Gago Coutinho. ....	42
Figura 26: Esquema do sistema de produção e distribuição de energia dos navios da classe Viana do Castelo.....	44
Figura 27: Disposição da instalação propulsora dos navios da classe Viana do Castelo. ....	45
Figura 28: Permutador de calor de coleta dos gases de exaustão. ....	46
Figura 29: Sete países europeus com maiores consumos de água per capita por dia (valores em litros) .....	48
Figura 30: Distribuição de temperatura da água e a salinidade na costa portuguesa (Amorim, Moreno, Angélico, Silva, & Marques, 2019). ....	49
Figura 31: Decrescimento populacional da cidade de Faro, do ano de 2010 até 2018. .	50
Figura 32: Esquema de funcionamento do sistema de MED de alimentação paralela... ..	52
Figura 33: Esquema do primeiro efeito do sistema de MED alimentação paralela.....	54
Figura 34: Esquema do segundo efeito do sistema de MED de alimentação paralela. ..	56



Figura 35: Esquema do último efeito do sistema de MED de alimentação paralela. ....	57
Figura 36: Esquema do condensador do sistema de MED de alimentação paralela. ....	58
Figura 37: Esquema de funcionamento de um sistema de RO. ....	60
Figura 38: Módulos de membranas em espiral, vista em forma retangular. ....	63
Figura 39: Comparação entre os resultados experimentais dos coeficientes de convecção obtidos por (Kim, Youn, & Webb, 1999) e (Wang, Chi, & Chang, 1999). ....	66
Figura 40: Variação do coeficiente global de transmissão de calor consoante diâmetro dos tubos (Nannarone, Toro, & Enrico, 2017). ....	70
Figura 41: Processo de evaporação instantânea (Alasfour, 2020). ....	103
Figura 42: Esquema do sistema de funcionamento do sistema de MSF de passagem única. ....	104
Figura 43: Esquema do primeiro estágio do sistema de MSF passagem única. ....	105
Figura 44: Esquema do segundo estágio do sistema de MSF de passagem única. ....	107
Figura 45: Esquema do último estágio do sistema de MSF de passagem única. ....	108



## Índice de tabelas

Tabela 1: Requisitos para água potável definidos pela OMS.....	8
Tabela 2: Classificação da água quanto ao nível de salinidade. ....	9
Tabela 3: Pontos de ebulição da água.....	17
Tabela 4: Características de avaliação dos sistemas de dessalinização. ....	32
Tabela 5: Condições de saída dos gases de exaustão. ....	46
Tabela 6: Dimensões principais dos navios da classe Viana do Castelo. ....	47
Tabela 7: Cidades portuguesas com maiores consumos médios diário de água. ....	48
Tabela 8: Estimativa necessária de produção de água para abastecer a população de Faro. .....	50
Tabela 9: Valores dos coeficientes global de transmissão dos três efeitos. ....	69
Tabela 10: Condições de funcionamento e resultados do sistema de osmose inversa. ..	78
Tabela 11: Resumo da potência disponível a bordo e do número de sistemas que podem ser alimentados. ....	81
Tabela 12: Cálculos e organização se considerar o sistema de osmose inversa simulado. .....	82
Tabela 13: Cálculos e organização se considerar o sistema de osmose inversa existente a bordo.....	82
Tabela 14: Resultados dos sistemas de MED. ....	82
Tabela 15: Resultados de simulação do sistema de estágio único com dois módulos de RO a 70 bar e 25°C. ....	96
Tabela 16: Resultados da simulação do sistema de estágio único com dois módulos de RO a 55 bar e 25 °C. ....	96



## Índice de gráficos

Gráfico 1: Evolução dos sistemas de dessalinização a nível mundial. (a) número de instalações existentes, número de instalações operacionais e respetivas capacidades de dessalinização. (b) capacidade operacional por tecnologia de dessalinização (Jones, Qadir, Vliet, Smakhtin, & Kang, 2019).....	6
Gráfico 2: Disponibilidade da água no planeta. ....	7
Gráfico 3: Composição química da água do mar. ....	8
Gráfico 4: Níveis de salinidade admissíveis e presentes na água produzida (Youssef, AL-Dadah, & Mahmoud, 2014). ....	28
Gráfico 5: Consumos específicos requeridos pelos sistemas de dessalinização (Youssef, AL-Dadah, & Mahmoud, 2014). ....	29
Gráfico 6: Custos de produção de água (Youssef, AL-Dadah, & Mahmoud, 2014).....	30
Gráfico 7: Estimativa de emissões de dióxido de carbono dos sistemas de dessalinização (Youssef, AL-Dadah, & Mahmoud, 2014).....	31
Gráfico 8: Área do permutador de coleta dos gases em função da temperatura dos gases de exaustão, para temperatura de saída dos gases a 250 °C.....	66
Gráfico 9: Caudal de vapor de água com temperatura do vapor. ....	67
Gráfico 10: Destilados produzidos pelos três efeitos à medida que varia a temperatura do caudal de alimentação de água salgada. ....	68
Gráfico 11: Destilado total do sistema à medida que varia a temperatura do caudal de alimentação de água salgada.....	68
Gráfico 12: Taxa de recuperação do sistema com a variação da temperatura da água de salgada de alimentação. ....	68
Gráfico 13: Consumo específico do sistema com o aumento da temperatura do caudal de alimentação.....	68
Gráfico 14: Caudais de salmoura rejeitados pelos três efeitos com o aumento da temperatura da água de alimentação.....	69

Gráfico 15: Concentrações de sais da salmoura dos três efeitos com o aumento da temperatura da água de alimentação.....	69
Gráfico 16: Área dos efeitos do sistema com a variação da temperatura de água salgada. ....	70
Gráfico 17: Áreas de evaporação dos três efeitos e do permutador de coleta dos gases de exaustão com a variação da temperatura de vapor a saída do permutador de caleta dos gases de exaustão. ....	71
Gráfico 18: Área total do sistema e dos três efeitos com a variação da temperatura do vapor a saída do permutador de coleta dos gases de exaustão. ....	71
Gráfico 19: Destilado total produzido pelo sistema com a variação da temperatura do vapor a saída do permutador de coleta dos gases de exaustão. ....	72
Gráfico 20: Taxa de recuperação do sistema com a variação da pressão de alimentação. ....	74
Gráfico 21: Evolução do caudal de permeado e as respectivas concentrações de sais dissolvidos com a variação da pressão de alimentação. ....	74
Gráfico 22: Taxa de recuperação do sistema com a variação de temperatura da água de alimentação.....	75
Gráfico 23: Concentrações de sais dissolvidos no permeado com a variação da temperatura de água de alimentação.....	75
Gráfico 24: Comparação entre caudais de permeado e taxa de recuperação do sistema de estágio único com um e dois módulos de membranas, consoante a variação da pressão de alimentação.....	76
Gráfico 25: Comparação entre as concentrações de sais do sistema de estágio único com um e dois módulos de membranas, consoante a variação da pressão de alimentação. ..	76
Gráfico 26: Comparação entre a taxa de recuperação dos sistemas de estágio único e de dois estágios, à diferentes regimes de caudais de alimentação.....	77
Gráfico 27: Comparação entre os permeados dos sistemas de estágio único e de dois estágios, à diferentes regimes de caudais de alimentação. ....	77

Gráfico 28: Comparação das concentrações de sais entre o sistema de estágios único e o sistema de dois estágios, à diferentes regimes de caudais de alimentação. ....	78
Gráfico 29: Comparação entre os resultados obtidos para o sistema de osmose inversa e os resultados dos sistemas existentes a bordo dos navios Viana do Castelo. ....	79
Gráfico 30: Comparação entre os resultados obtidos, considerando sistema mais antigo, para o sistema de osmose inversa e os resultados dos sistemas existentes a bordo dos navios Viana do Castelo .....	80
Gráfico 31: Resultados obtidos para o sistema de MED. ....	81
Gráfico 32: Destilado dos três efeitos com a variação do caudal de alimentação. ....	91
Gráfico 33: Destilado total do sistema com a variação do caudal do de alimentação... ..	91
Gráfico 34: Caudal salmoura rejeitado consoante o caudal de alimentação. ....	92
Gráfico 35: Concentrações de sais presentes na salmoura rejeitada pelos três efeitos..	93
Gráfico 36: Taxa de recuperação do sistema com a variação do caudal de alimentação. ....	93
Gráfico 37: Consumo específico do sistema do com a variação do caudal de água salgada. ....	93





## Abreviaturas, siglas e acrónimos

		$y$	Taxa de evaporação (%)
ED	Electrodialysis		
MED	Multi-effects Desalination	$B$	Salmoura
MSF	Multi-stage Flashing Desalination	$D$	Destilado
RO	Reverse Osmose	$f$	Alimentação
TDS	Total Dissolved Salts	$p$	Permeado
VC	Vapour Compression		
		$\rho$	Densidade (kg/m <sup>3</sup> )
A	Área (m <sup>2</sup> )	$\mu$	Viscosidade cinemática (m <sup>2</sup> /s);
GR	Ganho	$\nu$	Viscosidade dinâmica (Pa.s).
h	Coefficiente de convecção (W/m <sup>2</sup> °C)	$\Delta\pi$	Perda de pressão osmótica
$J_s$	Fluxo de soluto	$\lambda$	Calor latente (kJ/kg)
$J_w$	Fluxo de solvente		
$\dot{m}$	Caudal mássico (kg/s)		
$L$	Comprimento (m)		
$P$	Pressão (kPa)		
$Q$	Potência (kW)		
$\dot{Q}$	Caudal volúmico (m <sup>3</sup> /h)		
$R$	Constante dos gases perfeitos		
Re	Número de Reynolds (à dimensional)		
RR	Taxa de recuperação (%)		
Sc	Número de Schmidt (à dimensional)		
SHC	Consumo específico térmico (kJ/kg)		
$T$	Temperatura (°C)		
$U$	Coefficiente global de transferência de calor (W/m <sup>2</sup> °C)		
$W$	Largura (m)		
$x$	Concentrações de sais (g/kg) (mg/L)		



# **1. Introdução**

## **1.1. Motivação**

A água é um recurso indispensável para a vida dos seres vivos, e em particular do homem. Apesar disso, existem determinadas regiões do planeta cujo acesso à água é difícil por conta de diversos fatores, ficando deste modo uma fração da população sem água potável. Com o crescimento da população, tanto a procura como o consumo de água têm aumentado significativamente o que pode criar desastres humanitários.

Nas próximas décadas, assim como diversos países, Portugal pode enfrentar cenários de falta de água, e certamente que as Forças Armadas serão chamadas a intervir. Sendo o mar uma fonte inesgotável desse recurso hídrico, será uma mais-valia se a Marinha, por intermédio de navios, recorresse aos processos de dessalinização de água salgada como alternativa para combater esses problemas, por forma a auxiliar as localidades que possam ser afetadas, tendo em conta o empenho da Marinha em missões humanitárias.

## **1.2. Objetivos**

Esta dissertação tem como objetivo comparar os sistemas de dessalinização existentes, tendo em conta as suas capacidades de produção, a eficiência e a qualidade da água produzida, e avaliar a possibilidade de implementação de dois tipos de sistemas a bordo de um navio patrulha da classe Viana do Castelo, tendo em consideração a potência elétrica disponível, bem como a potência térmica libertada através dos gases de exaustão que possa ser reaproveitada.

Este trabalho contribui com o aumento da capacidade de resposta da Marinha relativamente à prestação de serviço às populações, oferecendo a possibilidade de combate aos problemas de escassez que possam surgir nos próximos tempos em determinadas localidades.

### **1.3. Estrutura do trabalho**

A presente dissertação comporta diversos capítulos. O Capítulo 1, faz menção à introdução do trabalho, onde é abordado a importância, os objetivos e a motivação pelo qual se optou pelo tema.

O capítulo 2, apresenta uma breve história da evolução dos processos de dessalinização. De seguida aborda de forma expedita a disponibilidade da água no planeta, a constituição da água salgada e quais os parâmetros necessários para se considerar a água como potável. Por fim, introduz os processos de dessalinização e sua classificação.

Os capítulos 3 e 4 dedicam-se na descrição dos sistemas mais utilizados, os sistemas térmicos e os de membranas, respetivamente.

No capítulo 5 é feita uma análise comparativa entre os sistemas de dessalinização por forma a seleccionar os que se enquadram nos objetivos definidos. O capítulo 6 avalia os tipos e os modos de funcionamento dos sistemas existentes a bordo dos navios da Marinha portuguesa.

No capítulo 7 são avaliados as características, a potência térmica e elétrica a bordo, para implementação dos sistemas de dessalinização.

Os capítulos 8 e 9 apresentam os modelos matemáticos e as simulações computacionais, respetivamente, dos sistemas escolhidos. São ainda discutidos no capítulo 9 os resultados obtidos. Por fim, as conclusões tiradas são abordadas no capítulo 10.



## **2. Processos de dessalinização**

### **2.1. Breve introdução histórica**

A história da dessalinização remete-nos ao ano de 1928 data em que a primeira instalação de dessalinização por processos térmicos foi construída em Curaçau. Produzia cerca de 50 m<sup>3</sup> de água por dia.

Durante a segunda guerra mundial, em 1939, o abastecimento de água tornou-se limitado e pensou-se em diversas maneiras de distribuição de água para as comunidades mais afetadas; posto isto, a dessalinização da água do mar surge como método alternativo para produção de água potável nas localidades junto a costa. Desta forma, as tecnologias de dessalinização passaram a ganhar cada vez mais importância e com o passar do tempo vários métodos foram criados e aperfeiçoados.

Na década dos anos 50, propriamente entre 1953 e 1959, Breton e Reid, cientistas da universidade da Flórida, demonstraram que a membrana de acetato celulose possui propriedades de dessalinização. Um ano depois, em 1960, ainda nos Estados Unidos os pesquisadores S. Loeb e S. Sourirajan iniciam a construção da membrana de acetato de celulose assimétrica, que passa a ser oficialmente a primeira membrana utilizada nos sistemas de osmose inversa (Delyannis & Belessiotis, 2010).

Embora as primeiras instalações de dessalinização fossem predominantemente de fontes térmicas, principalmente em regiões ricas em petróleo e com escassez de água, como no caso do Médio Oriente, ainda assim, foram utilizadas novas fontes de energia ao longo do tempo.

De acordo com o Gráfico 1 b), as tecnologias de membranas com destaque dos sistemas de osmose inversa<sup>2</sup>, firmaram-se no mercado nos anos 80, acabando assim com o total domínio das tecnologias térmicas e em particular da tecnologia de dessalinização instantânea de múltiplos estágios (*MSF - Multi Stage Flash*). A partir do ano de 1997 até

---

<sup>2</sup> Em 1980, foi desenvolvida uma membrana de composto poliádico, que proporcionava maior capacidade de absorver os sais. Desde então os sistemas de osmose inversa destacaram-se significativamente.

ao ano de 2003 a quantidade de água produzida pelas tecnologias de MSF e de osmose inversa (RO) a nível mundial passaram a ser aproximadamente iguais, sendo 11,6 milhões de m<sup>3</sup> e 11,4 milhões de m<sup>3</sup> por dia e juntas representavam quase a percentagem total de água produzida por processos de dessalinização na altura (Jones, Qadir, Vliet, Smakhtin, & Kang, 2019).

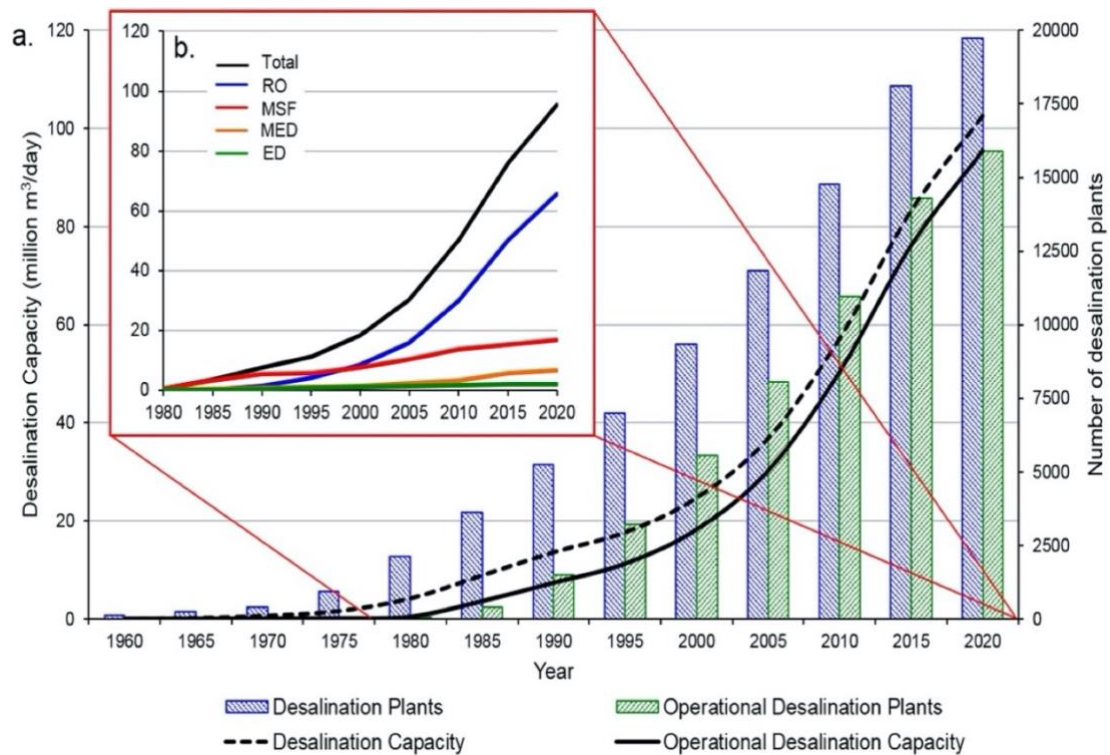


Gráfico 1: Evolução dos sistemas de dessalinização a nível mundial. (a) número de instalações existentes, número de instalações operacionais e respectivas capacidades de dessalinização. (b) capacidade operacional por tecnologia de dessalinização (Jones, Qadir, Vliet, Smakhtin, & Kang, 2019).

Por conta do crescimento exponencial do número de instalações de osmose inversa e do crescimento linear das tecnologias térmicas, existem atualmente 15 906 instalações de dessalinização em funcionamento em todo mundo. Juntas produzem aproximadamente 95,37 milhões de m<sup>3</sup> de água por dia, sendo que 69% dessa quantidade, provém dos sistemas de osmose inversa (Jones, Qadir, Vliet, Smakhtin, & Kang, 2019).



## 2.2. Disponibilidade da água no planeta

A água representa 70% da superfície do planeta terra e 97,5% deste recurso hídrico é água salgada, sendo os restantes 2,5% de água doce. A água salgada encontra-se nos oceanos e mares, enquanto a água doce é armazenada no subsolo, rios, lagos, lagoas e sob forma de gelo ou de neve cobrindo regiões montanhosas, como o Antártico e Ártico. Da quantidade de água doce existente apenas 0,3% é utilizável pelo homem.



Gráfico 2: Disponibilidade da água no planeta.

A água do mar possui aproximadamente 35,15 g/kg ou 35 000 mg/l (ou seja equivalente a 35 000 ppm) de sais dissolvidos que se encontram em forma de iões; isto quer dizer que a água do mar é composta por 96,5 % de água pura e 3,5% de sais, nomeadamente: Cloro ( $\text{Cl}^-$ ), Sódio ( $\text{Na}^+$ ), Sulfato ( $\text{SO}_4^{2+}$ ), Magnésio ( $\text{Mg}^{2+}$ ), Cálcio ( $\text{Ca}^{2+}$ ), Potássio ( $\text{K}^+$ ) e Bicarbonato ( $\text{HCO}_3^-$ ) que juntos formam a propriedade denominada salinidade e encontram-se distribuídos de acordo com o Gráfico 3.

A quantidade de sais dissolvidos na água denomina-se por salinidade, é expressa em termos de percentagens: em partes por milhão (ppm), gramas por quilogramas (g/kg) ou miligramas por litro (mg/L).

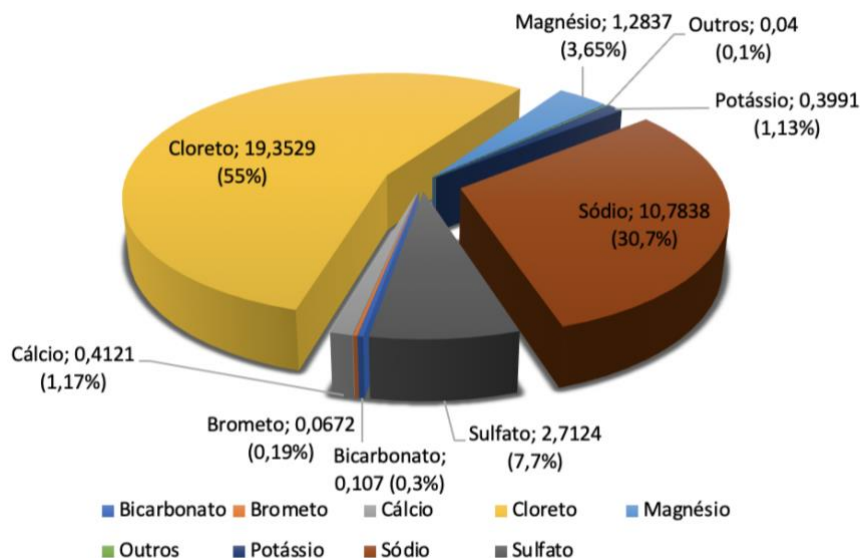


Gráfico 3: Composição química da água do mar.

A Organização Mundial da Saúde (OMS) define, conforme a Tabela 1, a quantidade de sais dissolvidos (*TDS - Total Dissolved Salts*) aceitáveis para que a água seja considerada como potável. Deve possuir no máximo 500 ppm de salinidade.

Constituintes	Padrão [ppm]	Valor máximo [ppm]
TDS	500	1500
Cl	200	600
SO <sub>4</sub> <sup>2+</sup>	200	400
Ca <sup>2+</sup>	75	100
Mg <sup>2+</sup>	30	150
F <sup>-</sup>	0,7	1,7
NO <sub>3</sub> <sup>-</sup>	< 50	100
Cu <sup>2+</sup>	0,05	1,5
Fe <sup>3+</sup>	0,1	1,0
NaCl	250	-----
pH	7 - 8	6,5 - 9

Tabela 1: Requisitos para água potável definidos pela OMS.

A salinidade da água do mar não é uniforme, varia entre 33 000 ppm e 37 000 ppm, consoante o local, devido a evaporação e precipitação. A água menos salina do planeta é a do Golfo da Finlândia<sup>3</sup> e o mar com maior salinidade é o Mar Morto, no Médio

<sup>3</sup> Golfo da Finlândia: Secção do mar Báltico que separa a Finlândia da Estónia e vai até São Petersburgo.

Oriente. Neste caso, por conta do calor que aumenta a taxa de evaporação na superfície e do pouco volume de água que escorre por unidade de tempo (Youssef, AL-Dadah, & Mahmoud, 2014). A água pode ser classificada consoante a salinidade de acordo com a Tabela 2.

Água	Quantidade de sais [mg/L]
Doce	< 1 000
Salobra	1 000 – 35 000
Salgada	35 000 – 50 000
Salmoura	> 50 000

Tabela 2: Classificação da água quanto ao nível de salinidade.

### 2.3. Sistemas de dessalinização

A dessalinização é um processo que consiste na remoção das concentrações de sais e sólidos dissolvidos na água salgada ou salobra, bem como outros componentes químicos e biológicos, com o objetivo de produzir água doce adequada para o consumo humano. Um sistema de dessalinização é composto por diversos equipamentos auxiliares que coadjuvam uma tecnologia específica de remoção de sais, e juntos se destinam a tratar e filtrar a água para torná-la potável.

Com a evolução tecnológica, a dessalinização tem sido o recurso alternativo para responder à enorme procura e escassez de água potável em determinadas localidades do mundo. Esses processos possuem diversas aplicações tais como: industriais, comerciais, municipais e no caso em estudo, os navios para apoio humanitário.

Os sistemas de dessalinização estão divididos em três secções ou unidades: secção de pré-tratamento, secção produção e secção de pós-tratamento. A Figura 1, indica de forma genérica a constituição de um sistema de dessalinização. As demais tecnologias lidam com gamas de salinidades admissíveis para a água de alimentação (1), num extremo da escala de salinidade encontra-se a água salobra, cujas concentrações de sais são baixas e no outro extremo a água salgada com altas concentrações de sais, conforme a classificação apresentada na Tabela 2. Para que o sistema de dessalinização (3) funcione é necessária uma fonte de energia (2) e esta fonte pode ser térmica, elétrica ou química.

Deste processo resulta então, a água doce (4) e salmoura (5) que dependendo da situação pode ser reutilizável como alimentação ou descartada.



Figura 1: Esquema geral de um sistema de dessalinização.

O mapa da Figura 2, apresenta a distribuição das instalações de dessalinização pelo mundo, indica ainda as suas capacidades, o tipo de água de alimentação e as respectivas tecnologias utilizadas. Observa-se que a grande maioria das instalações existentes se encontram junto a costa, pela facilidade de captação da água.

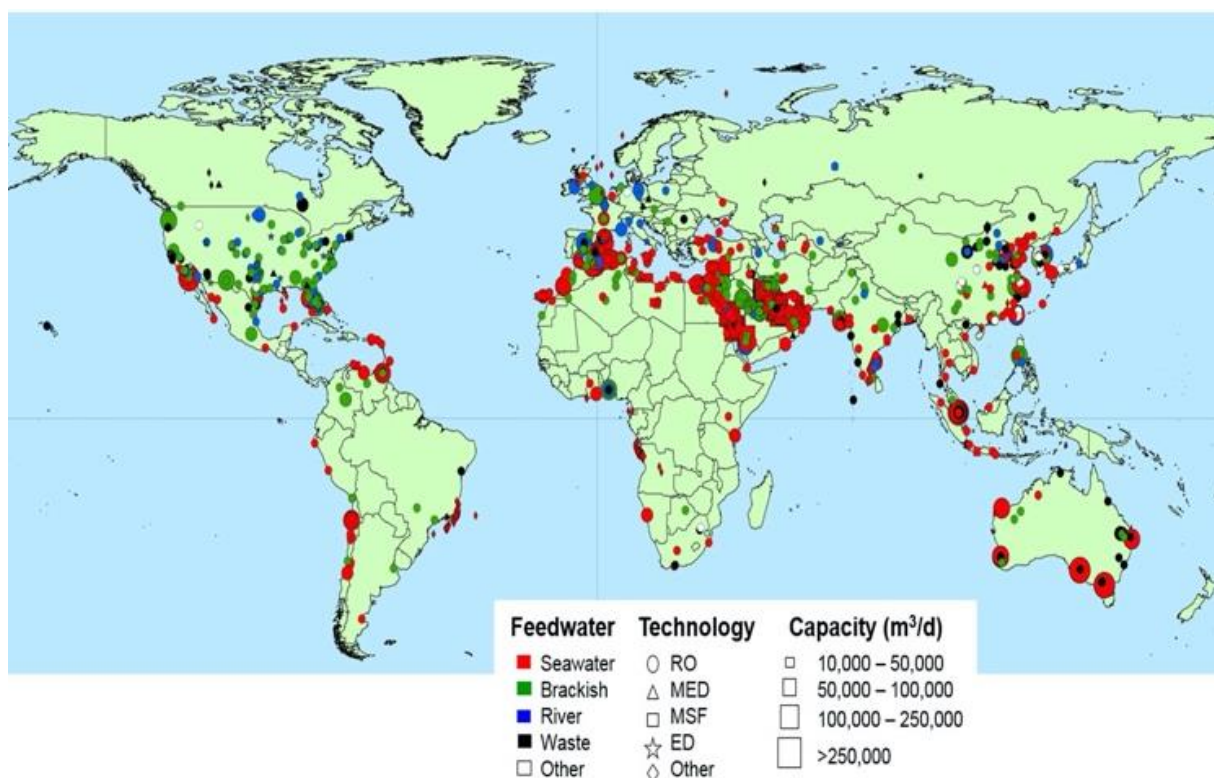


Figura 2: Distribuição global de grandes instalações de dessalinização por capacidade, tipo de água de alimentação e tecnologia de dessalinização (Jones, Qadir, Vliet, Smakhtin, & Kang, 2019).

## 2.4. Classificação das tecnologias de dessalinização

As tecnologias de dessalinização estão agrupadas de acordo com o mecanismo utilizado para separar os sais. Existem atualmente três grandes grupos utilizados e outros sob investigação.

- Sistemas térmicos ou termicamente ativados;
- Sistemas de dessalinização por membranas;
- Sistemas de dessalinização por processos químicos.

Dentro de cada grupo pode-se encontrar um ou mais sistemas diferentes usando princípios físicos semelhantes. Nos sistemas térmicos encontram-se dois subgrupos: os sistemas térmicos ativados por extração, pelo qual faz parte apenas a dessalinização por congelamento, *Freezing (Frz)* e os sistemas térmicos ativados por adição, onde se encontram os sistemas de dessalinização instantânea de múltiplos estágios, *Multi Stage Flash Desalination (MSF)*, o sistema de dessalinização de múltiplos efeitos, *Multi-Efect*

*Desalination (MED)*, sistema de dessalinização por compressão de vapor, *Vapor Compression (VC)*, sistema de dessalinização por humificação e desumidificação, *Humidification and Dehumidification (HDH)*.

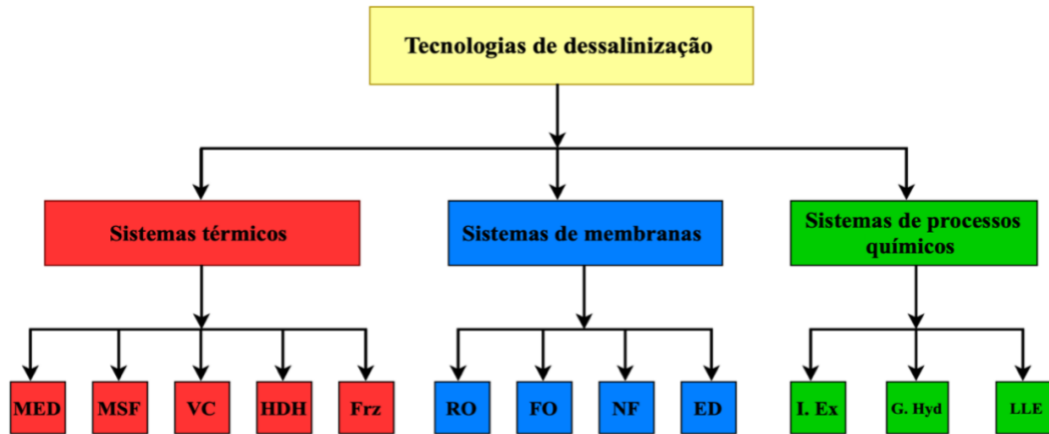


Figura 3: Classificação das tecnologias de dessalinização. Adaptado de (Youssef, AL-Dadah, & Mahmoud, 2014)

Enquanto nos sistemas de dessalinização por membranas ou sistemas ativados por pressão, como também são denominados, encontram-se os seguintes sistemas: sistema de dessalinização por osmose inversa, *Reverse Osmosis (RO)*, sistema de dessalinização osmose direta, *Forward Osmosis (FO)*, sistema de dessalinização por eletrodialise, *Eletrodialis (ED)* e por fim, o sistema de dessalinização por nano filtração, *Nano filtration (NF)*.

Por fim, nos sistemas de dessalinização por processos químicos encontra-se o subsistema de dessalinização por troca iônica, *Ionic Exchange (I. Ex)*, extração líquido-líquido (*LLE*) e hidrato de gás (*G. Hyd*).

Dos sistemas apresentados, os sistemas térmicos e os sistemas de membranas são os utilizados para produção de água em médias e grandes escalas.

### **3. Sistemas térmicos**

Os sistemas termicamente ativados utilizam como fonte de alimentação a energia térmica<sup>4</sup> para produzir água potável por intermédio de evaporação e condensação da água salgada, deixando de parte as concentrações de sais. A água entra em ebulição a determinada pressão e o vapor que resulta é condensado de seguida como água destilada.

#### **3.1. Dessalinização de Múltiplos Efeitos (MED)**

A dessalinização de múltiplos efeitos (MED) é o método mais antigo dos sistemas térmicos convencionais, caracterizada pela capacidade de produção em larga escala, e pela admissão de água de elevada salinidade. Consiste na produção de água potável através da recuperação do vapor da água salgada que é evaporada numa sequência de evaporadores, também denominados por células, efeitos ou estágios, dispostos em paralelo (Frantz & Seifert, 2015).

A água de alimentação é pressurizada por uma bomba e pulverizada através de pequenos difusores localizados na parte superior dos efeitos. Através das trocas de calor com o vapor proveniente de uma fonte externa, adicionado exclusivamente no primeiro efeito, a água evapora e os restantes efeitos reaproveitam o calor resultante dos efeitos anteriores, como mostra a representação do esquema de um sistema de dessalinização de múltiplos efeitos de alimentação paralela da Figura 4. Para além da energia térmica, o sistema requer energia elétrica para acionar os sensores, bombas, ejetores etc.

---

<sup>4</sup> A energia térmica pode ser gerada de muitas maneiras, incluindo fontes renováveis como geotérmicas e solares, bem como fontes tradicionais de energia de combustíveis fósseis.

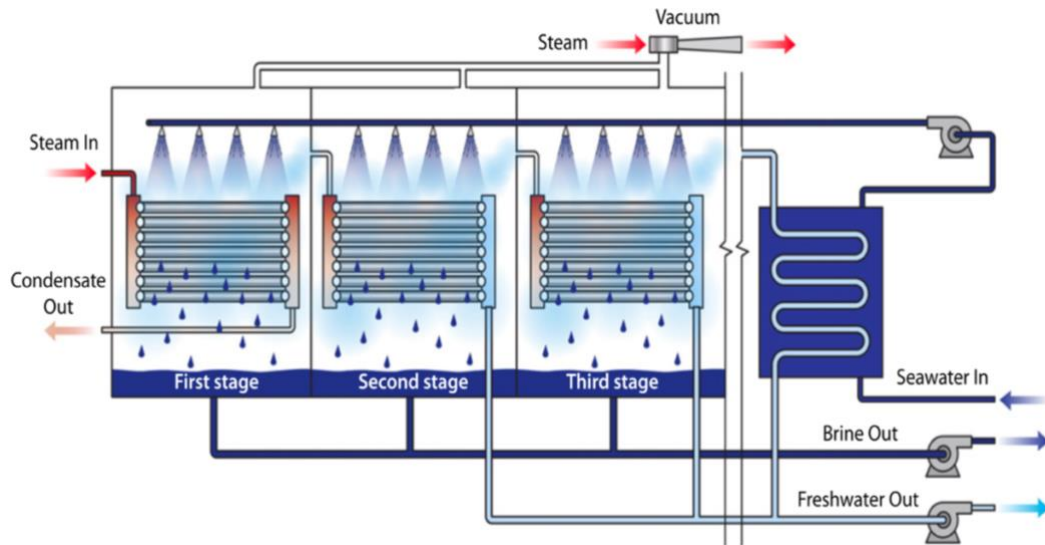


Figura 4: Esquema de um sistema de Dessalinização de Múltiplos Efeitos (MED) de alimentação paralela (Al-Karaghoul, 2013).

A evaporação da água salgada ocorre por ebulição, sob condições isotérmicas e isobáricas, deste processo resulta salmoura e vapor. Por gravidade, a salmoura concentra-se na parte inferior dos evaporadores e é evacuada pelos tubos de descarga através de bombas centrífugas. O vapor de água é condensado e recolhido como água potável no último efeito (Al-Jabr, 2016) e através do ejetor de vácuo os gases não condensáveis são removidos.

A capacidade de produção de água destas instalações depende das suas dimensões, e do número de efeitos. Geralmente, as grandes instalações produzem entre 600 e 30 000 m<sup>3</sup> por dia (El-Dessouky, Ettouney, & Mandani, 2000).

### 3.1.1. Configurações do sistema de MED

O sistema de MED está disponível em três configurações diferentes relativamente ao tipo de alimentação:

- MED de alimentação direta;
- MED de alimentação inversa;
- MED de alimentação paralela.



#### 3.1.1.1. Sistema de MED de alimentação direta

Na Figura 5, observa-se o esquema do sistema de MED de alimentação direta, nesta configuração, o fluxo de água de alimentação e o fluxo de vapor são introduzidos no primeiro efeito e têm a mesma direção. Após a evaporação no primeiro efeito, a salmoura (água de alimentação) e o vapor (carga térmica) que resultam seguem para o efeito posterior onde é repetido o processo, e sucessivamente.

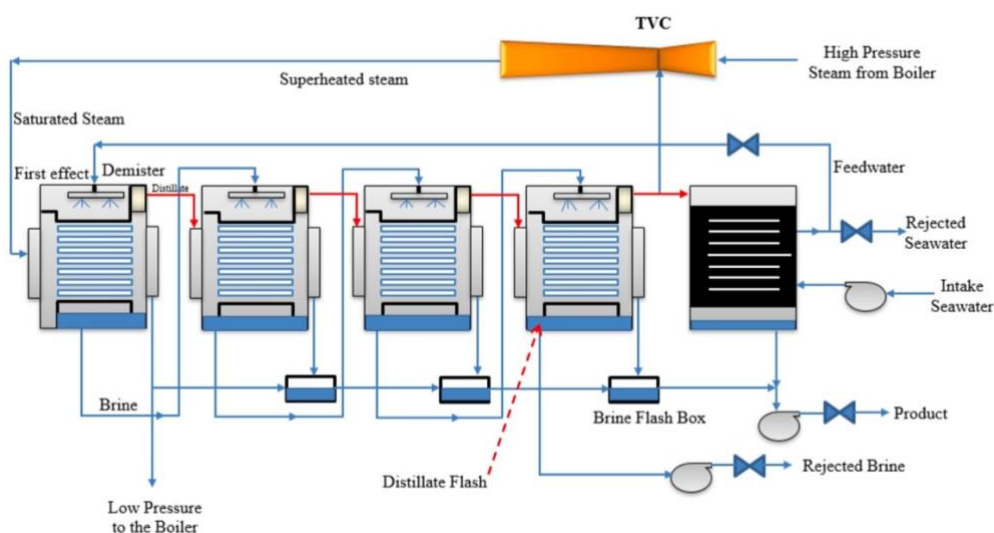
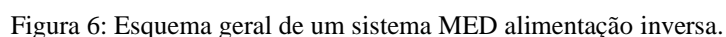


Figura 5: Esquema de um sistema de Dessalinização de Múltiplos Efeitos de alimentação direta (Al-Hotmani, Al-Obaidi, John, Patel, & Mujtaba, 2020).

### 3.1.1.2. Sistema de MED de alimentação inversa

Nesta configuração o fluxo de vapor e de água de alimentação têm direções opostas, como representado na Figura 6. O vapor é adicionado no primeiro efeito, enquanto a água salgada é adicionada no último efeito e os efeitos anteriores reaproveitam a salmoura dos posteriores. Esta configuração raramente é utilizada por necessitar uma bomba para cada par de efeitos para superar as diferenças de pressão entre eles, de modo a aspirar e pressurizar a salmoura de um efeito para outro.

A grande desvantagem da configuração de alimentação inversa é o facto de as tubagens do permutador do primeiro efeito serem sujeitas à maiores concentrações de salmoura à maiores temperaturas em relação às outras, o que causa facilmente corrosões.



Na configuração de alimentação paralela, apresentada na Figura 4, a água de alimentação depois de pré-aquecida é dividida e distribuída em simultâneo para todos efeitos. Nesta configuração não há recirculação de salmoura, o que exige menos do sistema e evita a criação de incrustações.

A descarga de salmoura é libertada à temperatura do respetivo efeito. Por esta razão, a configuração alternativa (MED de alimentação paralela, fluxo cruzado) reutiliza a salmoura para reaproveitar a energia contida nela e adicionada ao efeito seguinte.

Cada célula ou efeito contém um feixe de tubos horizontais na parte superior que transportam, a dada pressão, a água de alimentação e são interligados pelos tubos verticais pelos quais a água é pulverizada através dos difusores, como indica a Figura 7.

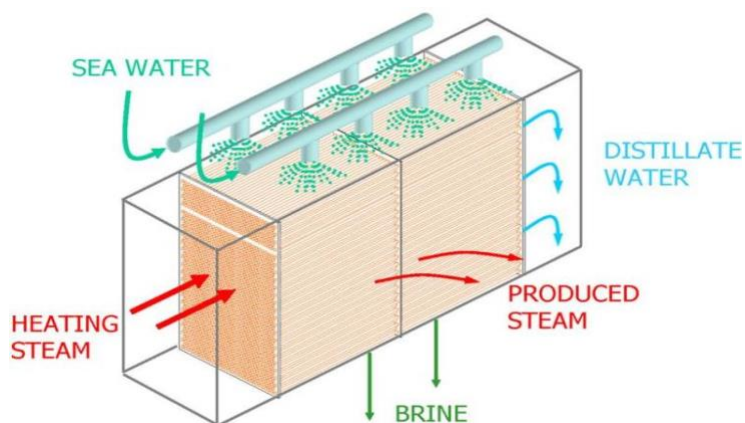


Figura 7: Célula de um sistema MED <sup>5</sup>.

A pressão e a temperatura são os fatores de controlo no interior de cada célula ou evaporador para melhorar o funcionamento da instalação. Dado que o ponto de ebulição da água diminui à medida que reduz a pressão, a pressão deve reduzir-se ao longo dos vários estágios. A Tabela 3 indica o ponto de ebulição da água função da pressão.

Pressão [bar]	1	0,47	0,32	0,25	0,1
Ponto de Ebulição [°C]	100	80	70	65	45

Tabela 3: Pontos de ebulição da água<sup>6</sup>

### 3.2. Dessalinização Instantânea de Múltiplos Estágios (MSF)

Até ao início da década de 90, o sistema de dessalinização instantânea de múltiplos estágios era o método de dessalinização mais utilizado (WHO, 2007). Atualmente é o segundo, perdendo para o sistema de osmose inversa em termos de instalações disponíveis e consequentemente pela capacidade de produção de água a nível mundial (Al-Karaghoul, 2013).

“Estes sistemas são muito utilizados no Médio Oriente, particularmente na Arábia Saudita, nos Emirados Árabes Unidos e Kuwait, onde a capacidade de dessalinização

<sup>5</sup> Fonte: <http://www.sidem-desalination.com/Process/Thermal-desalination-MED/MED/Process/>

<sup>6</sup> Fonte: <http://www.sidem-desalination.com/Process/Thermal-desalination-MED/MED/>

instalada representa 58% da capacidade mundial,” (Gaio, 2016) devido a grande procura de água.

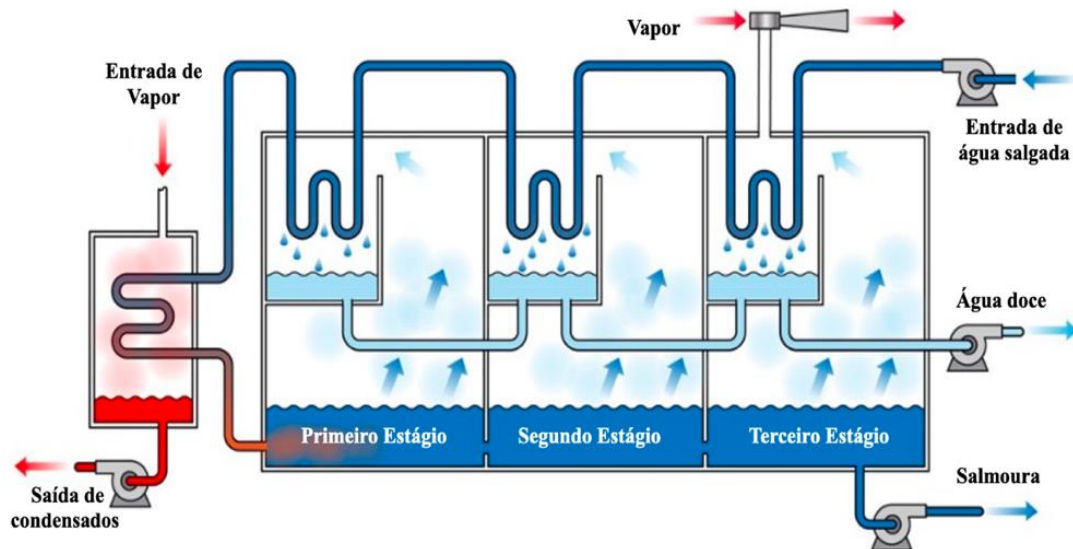


Figura 8: Esquema geral de um sistema de dessalinização instantânea de múltiplos estágios. Adaptado de (Al-Karaghoulí, 2013).

Semelhante aos sistemas de MED, estes sistemas funcionam por evaporação e condensação, com a diferença de que a evaporação nesse caso é forçada pelas baixas pressões, garantida pelo ejetor de vácuo que serve de igual modo para remover os gases não condensáveis.

A água salgada flui pelas tubagens superiores, conforme indicado na Figura 8, da bomba de água salgada até ao permutador de calor onde é pré-aquecida pela carga térmica de vapor. Depois de aquecida, a água é pressurizada para o primeiro estágio, onde é evaporada e o vapor de água resultante segue para a parte superior onde devido à troca de calor com a água fria, é condensado e recolhido através das tubagens intermédias. A salmoura concentra-se na parte inferior e passa para o estágio seguinte onde o processo é repetido e assim sucessivamente.

A pressão e a temperatura são constantes no interior de cada estágio, porém decrescem do primeiro para o último; pois quanto menor a pressão, menor será temperatura necessária para evaporar a água.

A dessalinização de MSF é considerada como um processo de circulação forçada porque a pressão inibe a evaporação da salmoura quente, resultante de um estágio, até esta passar para outro que se encontra a temperatura inferior. O número de estágios destes sistemas variam de acordo com as necessidades das instalações. As grandes instalações possuem até quarenta estágios (WHO, 2007) e produzem entre 10 000 e 65 000 m<sup>3</sup>/dia.

Este sistema requer sobretudo energia térmica, mas também energia elétrica. A energia térmica para produzir vapor superaquecido para evaporação da água salgada e a energia elétrica utilizada para acionar diversos equipamentos auxiliares, como sensores, bombas, ejetores de vácuo, etc. (Al-Karaghoul, 2013).

Um sistema de MSF pode ser configurado de três maneiras distintas:

- *Once through system* (MSF-OT);
- *Brine recycle* (MSF-BR);
- *Brine mixed* (MSF-BM).

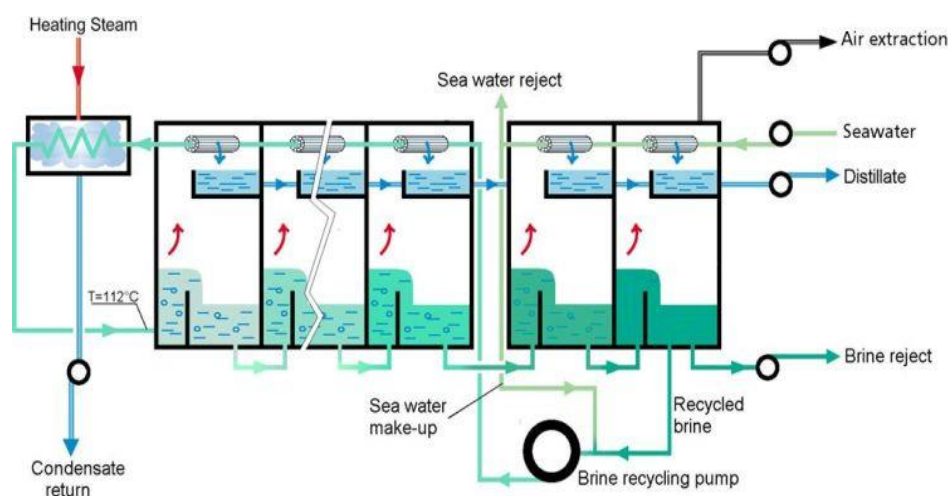


Figura 9: Esquema de um sistema de MSF com reaproveitamento de salmoura.

### 3.3. Dessalinização por compressão de vapor

Estes sistemas são utilizados em pequenas escalas, consistem no reaproveitamento do calor contido no vapor de água que é comprimido para evaporar a água salgada e separá-la dos sais. O mecanismo principal é semelhante ao sistema MED, com a

particularidade de a compressão do vapor poder ser de duas formas: mecânica (MVC) ou térmica (TVC), a primeira utiliza um compressor e a outra um ejetor (Semiat, 2000) ambos acionados por energia elétrica.

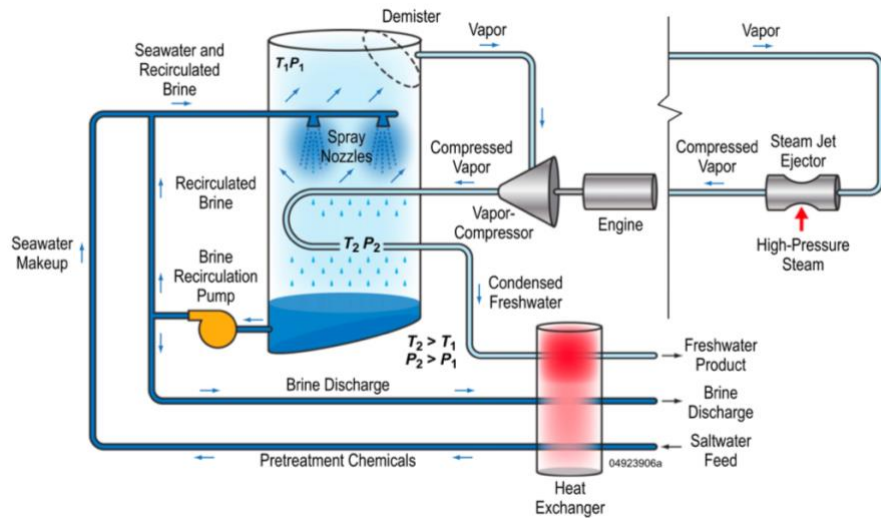


Figura 10: Esquema geral de um sistema de compressão de vapor (MVC e TVC) (Al-Jabr, 2016).

A água salgada entra através de um permutador de calor, o vapor gerado no evaporador é comprimido, e devido ao aumento de temperatura é utilizado como fonte para evaporar a água salgada, portanto, não necessitam de outra fonte de calor (Clayton, 2015).

O concentrado que resulta é removido por intermédio de uma bomba e pode ou não ser misturado com a água de alimentação e reutilizado. Quando é reutilizado o fluxo de salmoura é dividido em duas partes, uma para recirculação e outra para descarga como mostra a Figura 10.

## 4. Sistemas de membranas

Uma membrana é uma barreira que separa duas zonas e possui propriedades seletivas à passagem de partículas. São utilizadas em processos de separação, purificação e fracionamento de misturas (Brito & Camargo, 2010).

Os processos de dessalinização por estes meios, ocorrem sem mudanças de fases, utilizam como força motriz a pressão ou potencial elétrico, sobre os módulos de membranas que permitem a passagem das moléculas de água e impedem as moléculas de sais dissolvidos nela.

A Figura 11, indica a capacidade de filtração e o tamanho dos poros das membranas dos sistemas que utilizam gradientes de pressão como força motriz: microfiltração (MF), ultrafiltração (UF), nano filtração (NF) e osmose inversa (RO). A dessalinização por eletrodialise (ED) separa os sais por trocas iônicas sob influência de potencial elétrico, normalmente associada a micro-filtros.

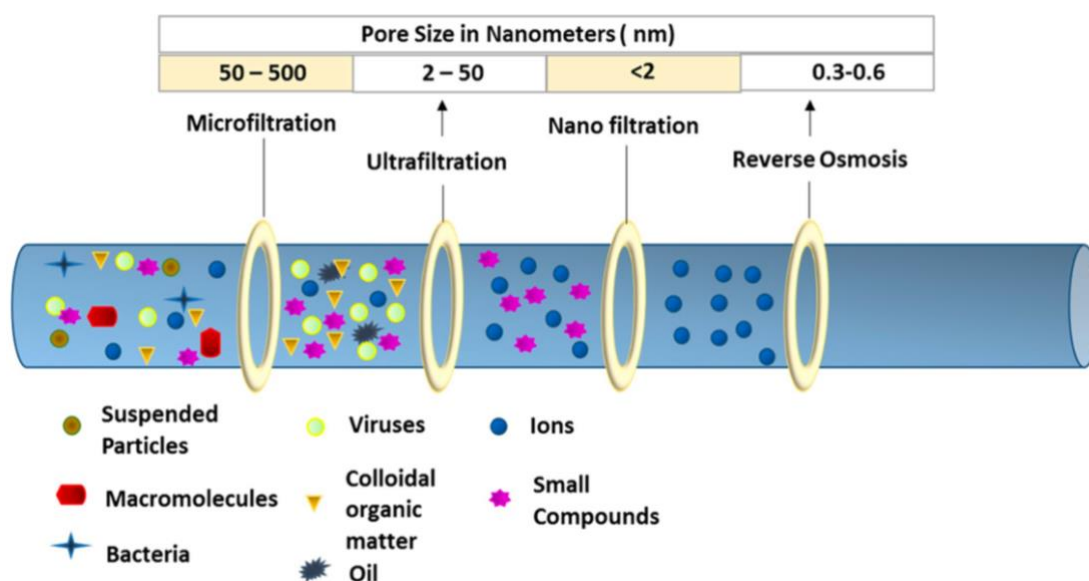


Figura 11: Representação esquemática da capacidade de filtração das membranas (Rezakazemi, Khajeh, & Mesbah, 2017).

Para os sistemas de pressão, a água salgada é forçada a passar de uma zona para outra, deixando para trás os sais como mostra a Figura 12. Enquanto nos sistemas de



eletrodialise a água passa entre as duas zonas de potenciais elétricos diferentes e os sais são atraídos pelos pólos de carga elétrica oposta à sua.

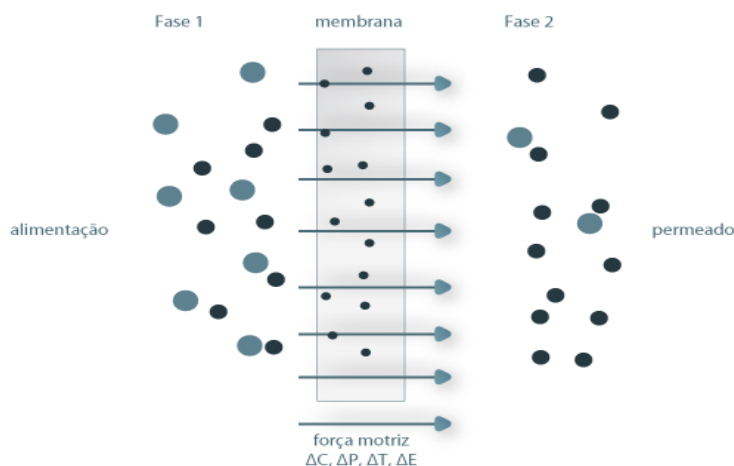


Figura 12: Esquemática de uma membrana (Mulder, 1919)<sup>7</sup>

As membranas são compostas por camadas ou filmes finos de cerca de 0,05 mm de espessura, podem apresentar-se em diversas configurações como ilustrado na Figura 13: fibra oca, em espiral, placa e tubular. Ambas são sensíveis e requerem cuidados constantes de manutenção, tanto para garantir a qualidade da água, bem como para prolongar a sua vida útil.

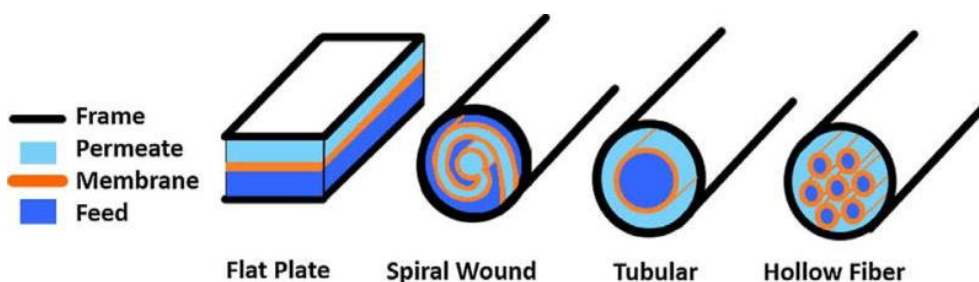


Figura 13: Tipos de membranas.

Os sistemas de osmose inversa e de eletrodialise são os mais utilizados para produção de água em pequenas escalas e médias escalas. Possuem vastas aplicações nas

<sup>7</sup>Fonte:

[http://labvirtual.eq.uc.pt/siteJoomla/index2.php?option=com\\_content&task=view&id=57&Itemid=&pop=1&page=0%23](http://labvirtual.eq.uc.pt/siteJoomla/index2.php?option=com_content&task=view&id=57&Itemid=&pop=1&page=0%23)



demais indústrias, por serem económicos e de fácil aplicação e utilização. Porém, têm como principais limitações a redução progressiva da eficiência devido às incrustações nas superfícies e nos poros da membrana que são criadas ao longo do tempo, o que reduz o rendimento e a sua vida útil.

#### 4.1. Osmose inversa

Atualmente, a produção de água por intermédio do processo de osmose inversa é o método mais utilizado a nível mundial. Tornou-se popular nas últimas décadas devido à vasta aplicação em pequenas escalas e por ser adequada para as zonas onde não existem fontes de águas doces disponíveis ou em localidades sob stress hídrico e com recursos energéticos limitados como por exemplo: ilhas, zonas rurais e navios (Seoudy, Lotfy, & Saleh, 2008).

Para compreender o processo de osmose inversa é necessário perceber o fenómeno de osmose que se desenvolve naturalmente quando se separa, através de uma membrana semipermeável, águas de diferentes concentrações de sais, o fluxo flui do lado das menores para o lado das maiores concentrações sem influência de força externa. Na Figura 14, observa-se o fenómeno de osmose direta a), equilíbrio osmótico b) e o fenómeno de osmose inversa c).

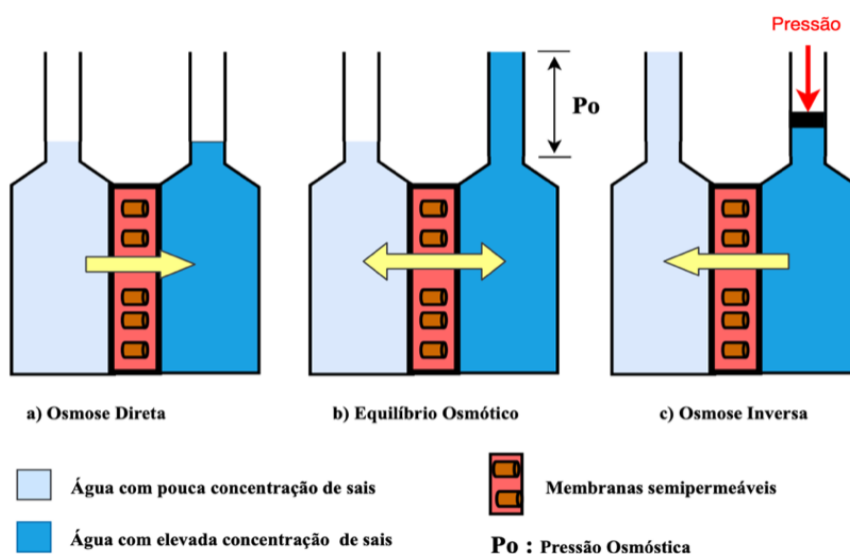


Figura 14: Princípio de osmose.

O processo de osmose inversa funciona ao contrário do fenómeno de osmose. Utiliza a pressão como força motriz para movimentar a água salgada contra os módulos de membranas semipermeáveis para separar os sais. A pressão aplicada tem de ser maior que a pressão osmótica desenvolvida pela solução salina

A Figura 15, indica o esquema geral de um sistema de osmose inversa. A secção de pré-tratamento é composta por um filtro de areia e um filtro de cartucho, na secção de alta pressão a bomba pressuriza a água sobre os módulos de membrana entre 40 e 80 bar, com valor típico de reaproveitamento de 50 % ( $\pm 10\%$ ) quando utiliza água salgada e cerca de 70 % ( $\pm 10\%$ ) para água salobra.

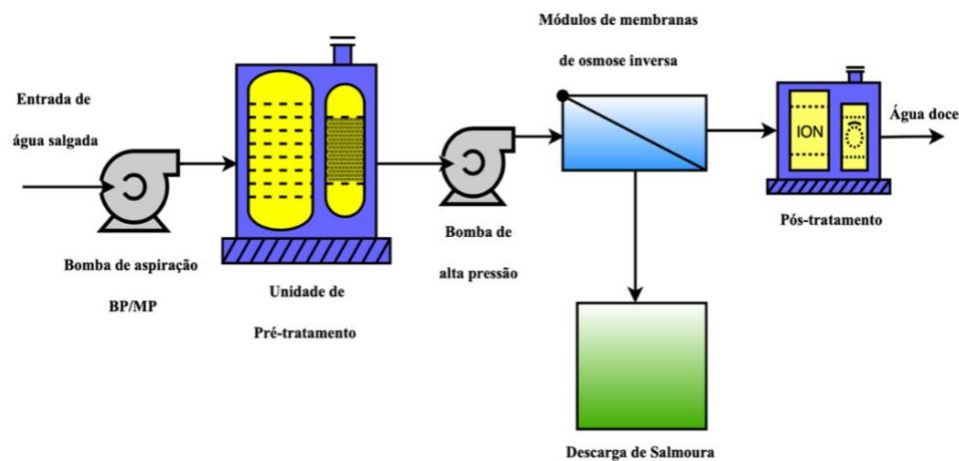


Figura 15: Esquema geral de um sistema de osmose inversa.

Maioritariamente nos sistemas de RO são utilizadas módulos de membranas em espiral, como indicado na Figura 16.

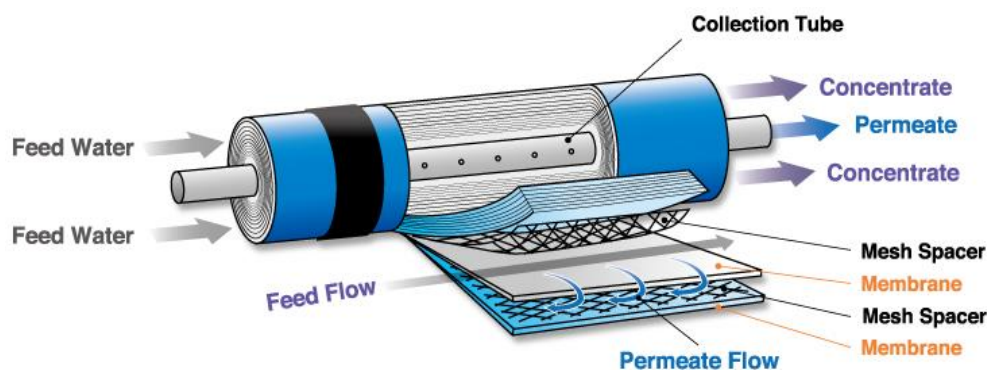


Figura 16: Módulo de membrana de osmose inversa em espiral.

## 4.2. Dessalinização por Eletrodialíse

Os sistemas de eletrodialíse são compostos por membranas semipermeáveis de troca iônica que separam os sais da água salgada sob influência de potencial elétrico alimentado por uma fonte de corrente contínua. As membranas são seletivas e dispostas de forma alternada: podem ser catiónicas (carga positiva) ou aniônicas (carga negativa), conforme a Figura 17 e são constituídas por centenas de pares de células ligadas com eletrodos no exterior (Al-Karaghoul, Renne, & Kazmerski, 2009).

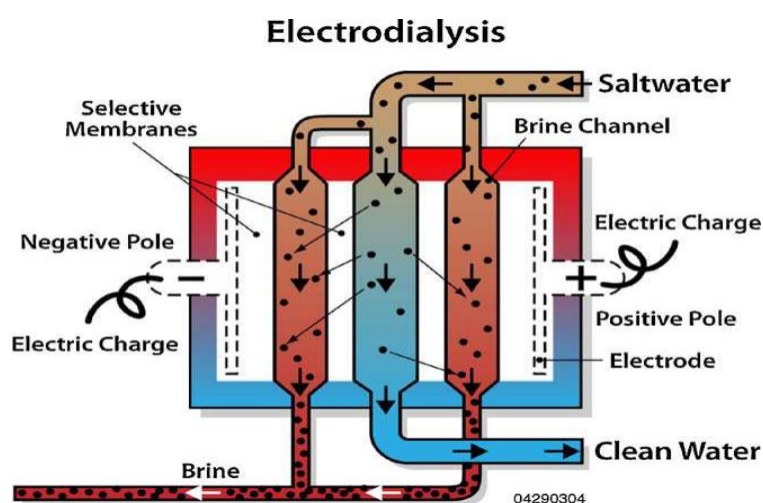


Figura 17: Esquema genérico de um sistema de eletrodialíse (Al-Jabr, 2016).

As membranas são essencialmente de resina de trocas iônicas<sup>8</sup> fundidas em filmes de 0,5 mm de espessura e permitem transferência unidirecional de íons (WHO, 2007). “Numa solução salina ao serem colocados eletrodos ligados a uma fonte externa de corrente contínua é transportada corrente elétrica através da solução, os íons da solução tendem a migrar para o eletrodo de carga oposta” (Gaio, 2016).

A energia necessária por um sistema de dessalinização de ED é diretamente proporcional à quantidade de sais removidos da água de alimentação. Quanto maior as concentrações de sais na água, maior será a carga necessária para o sistema.

---

<sup>8</sup> Resina de troca iônica: Permite a troca estequiométrica de um íon por outro, obedecendo a uma relação de equilíbrio.

Sabendo as concentrações totais de sais dissolvidos na água, consegue-se saber inicialmente qual das duas tecnologias de separação por membranas é mais adequada. Geralmente, a dessalinização por eletrodiálise é eficiente para concentrações inferiores a 30 000 mg/L (WHO, 2007).

## **5. Comparação entre processos de dessalinização**

Neste capítulo avaliar-se-á os sistemas de dessalinização com base num conjunto de características, por forma a selecionar dois ou três que produzam água de elevada qualidade, em média escala para possível aplicação a bordo dos navios.

(Alasfour, 2020) afirma que: “escolher o sistema de dessalinização adequado para determinada aplicação, é hoje o maior desafio que muitos engenheiros enfrentam porque cada sistema de dessalinização apresenta diferentes níveis de desempenho sob diferentes condições de projeto e de funcionamento.”

Para se avaliar o desempenho de um sistema de dessalinização, existem muitos parâmetros a se ter em consideração. Os parâmetros principais são:

- As concentrações de sais admissíveis da água de alimentação;
- Consumos energéticos;
- Custos económicos de produção de água potável;

### **5.1. Concentrações de sais admissíveis**

Conforme descrito no capítulo 3, o objetivo das tecnologias de dessalinização é separar as concentrações de sais presentes na água salgada com o fim de produzir, de acordo com as especificações definidas pela OMS, água potável. Desta forma, o primeiro parâmetro a ter em consideração na avaliação e seleção de um sistema de dessalinização é a gama de salinidade da água de alimentação que o sistema pode admitir e remover de maneira eficiente para garantir a melhor qualidade possível de água potável.

Cada sistema de dessalinização possui diferentes especificações técnicas e uma delas são os níveis admissíveis de salinidade, que dependem unicamente da região onde a água é captada, e os mínimos que consegue ter na água produzida, como indica o Gráfico 4.

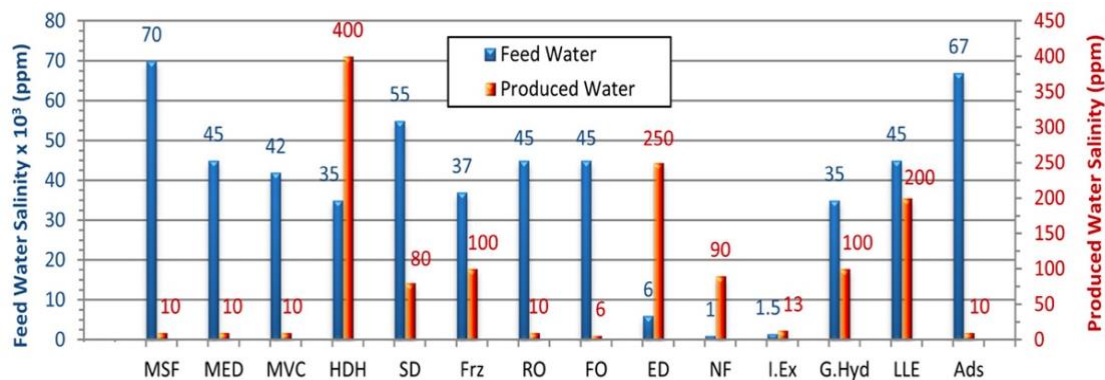


Gráfico 4: Níveis de salinidade admissíveis e presentes na água produzida (Youssef, AL-Dadah, & Mahmoud, 2014).

De acordo com o Gráfico 4, os sistemas térmicos de MED, MVC e MSF, produzem água com até 10 ppm de salinidade, valor muito aceitável quando comparado ao pré-definido (500 ppm) pela OMS para se considerar como potável. Apesar dos mesmos níveis no produto final, o sistema de MSF possui um rácio maior entre a salinidade da água de alimentação e da água produzida, admite salinidade até 70 000 ppm, pelo que nesse aspeto é o mais eficiente das tecnologias térmicas e de seguida o sistema de MED.

Quanto aos principais sistemas de membranas (RO, FO e ED), são eficientes os sistemas de osmose inversa (RO) e osmose direta (FO), admitem ambos água com até 45 000 ppm e produzem água com 10 e 6 ppm, respetivamente. Nesse especto estão em par de igualdade com os sistemas térmicos de MED e MVC, uma vez que as concentrações da água do mar em geral são 35 000 ppm.

## 5.2. Consumos energéticos

É importante recordar que as análises são baseadas em instalações em terra. Partindo desse pressuposto deve-se ter em conta que as instalações em terra por norma necessitam de fontes próprias de energia dedicadas a ativação dos sistemas de dessalinização, e podem ser caldeiras, geradores ou ainda a combinação de ambos.

Enquanto os navios possuem sistemas de propulsão e produção de energia, que alimentam os equipamentos a bordo. O consumo de um sistema a bordo está associado aos consumos gerais do próprio navio.

Quando um sistema utiliza como fonte a energia elétrica ou térmica, o consumo específico de energia é um dos fatores relevantes para a sua avaliação. É espectável que o sistema necessite de pouca energia para produzir determinada quantidade de água de qualidade. O Gráfico 5, indica de forma geral os consumos específicos requeridos pelos sistemas de dessalinização, quer quando se utiliza fontes térmicas, quer elétricas.

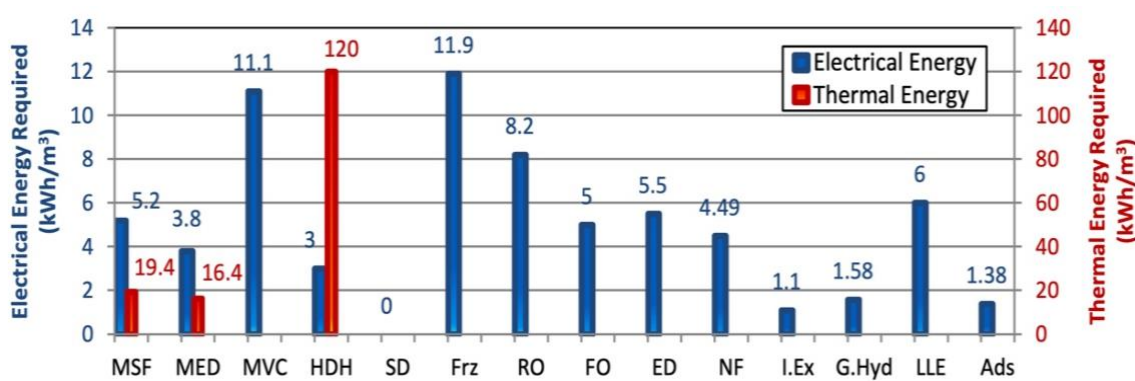


Gráfico 5: Consumos específicos requeridos pelos sistemas de dessalinização (Youssef, AL-Dadah, & Mahmoud, 2014).

Os sistemas de MSF e MED, apesar de necessitarem de energia térmica e elétrica, apresentam consumos específicos moderados, enquanto o sistema de compressão mecânica de vapor é ativado apenas com energia elétrica e os consumos requeridos acabam por ser superiores aos consumos elétricos dos sistemas de MSF e MED em simultâneo. Relativamente ao sistema de humificação e desumificação, precisa até seis vezes mais energia que o sistema de MSF. Nessa perspetiva é o menos indicado dos sistemas térmicos.

Relativamente aos sistemas de membranas, utilizam energia elétrica, embora o sistema de osmose inversa necessite de um pouco mais que os sistemas de osmose direta, de eletrodialise e nano filtração que apresentam consumos análogos.

Por fim, os sistemas de menores consumos dentre os apresentados são: os sistemas de trocas iónicas (I. Ex), hidrato de gás (G. Hyd) e adsorção (Ads), requerem menos de 2

kWh por cada  $\text{m}^3$  de água produzido, porém, possuem capacidades de produção muito inferiores.

### 5.3. Custos económicos de produção de água potável

Os custos económicos de produção de água, acabam por estar diretamente dependentes dos custos energéticos, com a adição de um ou outro fator. O eixo das ordenadas do Gráfico 6 indica os custos de produção de água em dólares americanos por metros cúbicos ( $\$/\text{m}^3$ ) dos sistemas de dessalinização.

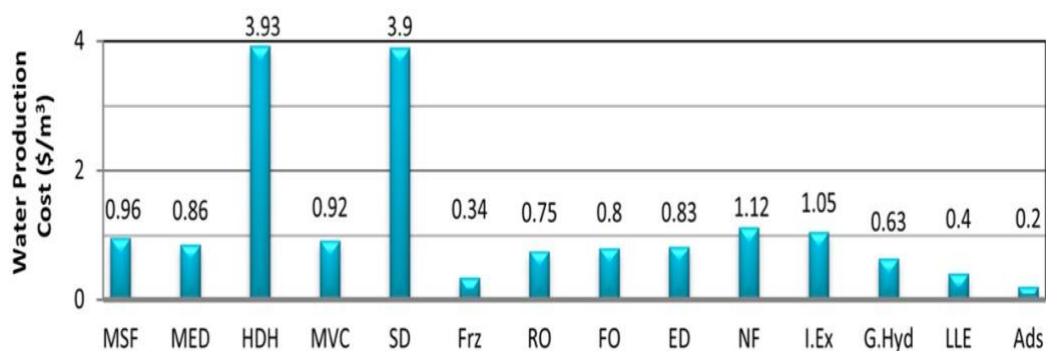


Gráfico 6: Custos de produção de água (Youssef, AL-Dadah, & Mahmoud, 2014).

Cada  $\text{m}^3$  de água produzido pelos sistemas de RO, FO e ED custam 0,75\$, 0,8\$ e 0,83\$ respetivamente, enquanto as tecnologias térmicas, com exceção de HDH, apresentam custos ligeiramente superiores a estes, 0,96\$ e 0,86\$ para o sistema de MSF e MED. Pelo que a bordo não há qualquer custo se reaproveitar o calor dos gases de exaustão e a energia dos geradores.

### 5.4. Impacto ambiental

O elevado índice de poluição causado pelas diversas indústrias é o grande motivo da preocupação do homem com a preservação do ambiente e que estimula a procura de soluções alternativas de fontes de energias que minimizem os prejuízos ao ecossistema.



Não se abstendo dessa tendência, as tecnologias de dessalinização também podem reaproveitar a energia desperdiçada para minimizar a poluição ou utilizar energias renováveis. Nesta ordem de ideias, o impacto ambiental causado por um sistema de dessalinização é essencialmente um dos fatores relevantes para a sua avaliação.

O Gráfico 7, indica a estimativa de emissões de dióxido de carbono ( $\text{CO}_2$ ) libertada pelas tecnologias de dessalinização para o meio ambiente, tendo em consideração as fontes de energia para alimentá-las.

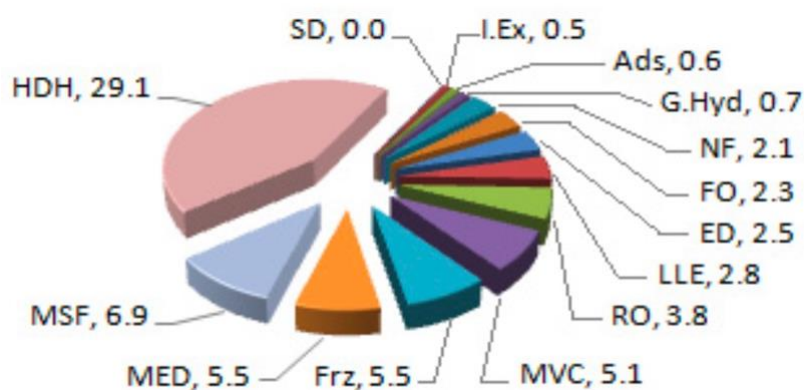


Gráfico 7: Estimativa de emissões de dióxido de carbono dos sistemas de dessalinização (Youssef, AL-Dadah, & Mahmoud, 2014).

Os sistemas de humidificação e desumidificação destacam-se por libertarem quase a mesma quantidade de  $\text{CO}_2$  que os demais sistemas juntos.

Em segundo lugar aparecem os sistemas de MSF que libertam em média  $6,9 \text{ kg/m}^3$  de  $\text{CO}_2$ . Os restantes sistemas térmicos (MED, Frz e MVC) libertam quantidades ligeiramente inferiores. Porém, no contexto desta dissertação não é um critério direto de seleção de um sistema térmico que funcionará com o calor reaproveitado dos gases de exaustão de máquinas de combustão interna; pois a libertação de  $\text{CO}_2$  já existe.

Os sistemas de membranas (RO, FO e ED) apresentam números relativamente moderados, na ordem dos  $2,1$  a  $2,5 \text{ kg/m}^3$ , quando comparados aos demais sistemas de dessalinização.

## 5.5. Critérios de seleção

A Tabela 4 reúne de maneira sintetizada as características analisadas para maior percepção comparativa dentre os sistemas. Percebe-se que nas tecnologias térmicas, os sistemas de MSF e de MED satisfazem de forma equilibrada as características analisadas. Enquanto nas tecnologias de membranas os sistemas de osmose inversa e osmose direta são as que apresentam maiores equilíbrios entre os quatro parâmetros.

		Salinidade da água de alimentação (ppm)	Salinidade da água produzida (ppm)	Energia elétrica necessária (kWh/m <sup>3</sup> )	Energia térmica necessária (kWh/m <sup>3</sup> )	Custo de produção de água potável (\$/m <sup>3</sup> )	Emissão de CO <sub>2</sub> (kg/m <sup>3</sup> )	Rácio de salinidade
Sistemas térmicos	MSF	70000	10	5,2	19,4	0,96	6,9	7000
	MED	45000	10	3,8	16,4	0,86	5,5	4500
	MVC	42000	10	11,1	0	3,93	5,1	4200
	HDH	35000	400	3	120	0,92	29,1	87,5
	SD	55000	80	0	0	3,9	0	687,5
	Frz	37000	100	11,9	0	0,34	5,5	370
Sistemas de membranas	RO	45000	10	8,2	0	0,75	3,8	4500
	FO	45000	6	5	0	0,8	2,3	7500
	ED	6000	250	5,5	0	0,83	2,5	24
	NF	1000	90	4,49	0	1,12	2,1	11,11111111
Processos químicos	I.Ex	1500	13	1,1	0	1,05	0,5	115,3846154
	G.Hyd	35000	100	1,58	0	0,63	0,7	350
	LLE	45000	200	6	0	0,4	2,8	225
Adsorção	Ads	67000	10	1,38	0	0,2	0,6	6700

Tabela 4: Características de avaliação dos sistemas de dessalinização.

A tecnologia de adsorção ainda não se encontra disponível, é alvo de investigação. Pelas características analisadas é certamente o grande destaque que futuramente pode revolucionar o mercado, por apresentar custos muito reduzidos, taxas mínimas de emissão de CO<sub>2</sub> e por ter a segunda maior gama de salinidade admissível.

Apesar de estar bem posicionada relativamente a análise feita, a técnica de osmose direta é uma das menos utilizadas a nível de mercado por ser uma técnica morosa e por necessitar de demasiados cuidados durante a fase de pós-tratamento e é dispendiosa.

Dos quatro sistemas selecionou-se dois sistemas térmicos: MED e MSF, tendo em conta que a energia térmica a bordo é gratuita, e o sistema de membrana de osmose inversa para estudar a possibilidade de aplicação a bordo de um navio. Pelo que será necessário analisar outros critérios, como o espaço disponível a bordos dos navios, a potência elétrica e térmica disponível dos gases de exaustão.

## **6. Avaliação preliminar dos sistemas de dessalinização a bordo de navios**

As unidades navais da Marinha portuguesa estão agrupadas por classes, cada classe é constituída por navios semelhantes que partilham, para além das missões, as mesmas características geométricas e operacionais, e estão equipados com sistemas semelhantes, tanto os principais como os auxiliares.

O sistema de propulsão e energia faz parte dos sistemas principais de um navio, para a questão em estudo é o de maior interesse, juntamente com os sistemas auxiliares de produção, distribuição e armazenamento de água.

### **6.1. Sistemas existentes na Marinha portuguesa**

Na Marinha portuguesa, os sistemas de dessalinização de água variam consoante a classe de navios, existem sistemas térmicos e de membranas. Há navios que possuem ambos, e cada apresenta as suas particularidades na maneira de funcionamento que muitas vezes depende da tecnologia do ano de fabrico.

#### **6.1.1. Fragatas da classe Vasco da Gama**

As fragatas da classe Vasco da Gama, possuem dois sistemas de dessalinização da água: vaporizador destilador e osmose inversa.

O sistema de vaporizador destilador, é um sistema de MSF de estágio único, a bordo das fragatas Vasco da Gama e Álvares Cabral, estão instalados evaporadores do tipo *WM4 Sumerge Evaporator*, que funcionam a baixas pressões e produzem à volta de 12 m<sup>3</sup> de água por dia. Utilizam energia térmica da caldeira para evaporar a água salgada e produzir água doce, funcionam a temperatura mínima de 60 °C. Porém, quando se aumenta a temperatura entre 75 °C e 80 °C, melhora a eficiência do sistema e chega a produzir até 14 m<sup>3</sup> de água por dia.

A Figura 18, mostra a instalação de vaporizador destilador que se encontra na casa da máquina da fragata Álvares Cabral, os equipamentos que o constituem estão indicados no anexo A.



Figura 18: Sistema de vapor destilador existente a bordo do NRP Álvares Cabral (Classe Vasco Gama)

Dos demais equipamentos que o constituem, os principais são: evaporador, condensador, bomba de água salgada, ejetor de água e bomba de água doce.

A bomba de água salgada aspira a água e descarrega na câmara de vaporização a pressão constante, entre 2 e 3 bar, purgada e regulada por um controlador de fluxo. A câmara de vaporização utiliza a água doce que é aquecida na caldeirinha para evaporar a água salgada de alimentação através da troca de calor entre as duas.

O vapor produzido é condensado através do condensador que o arrefece por meio da água salgada, antes desta ser purgada. Ao longo do processo de condensação os sais são filtrados pelos separadores e regressam ao evaporador onde juntamente com a salmoura são aspirados pelo ejetor representado na Figura 19, que através do efeito

venturi garante o vácuo no interior do evaporador e aspira de igual modo os gases não condensáveis.

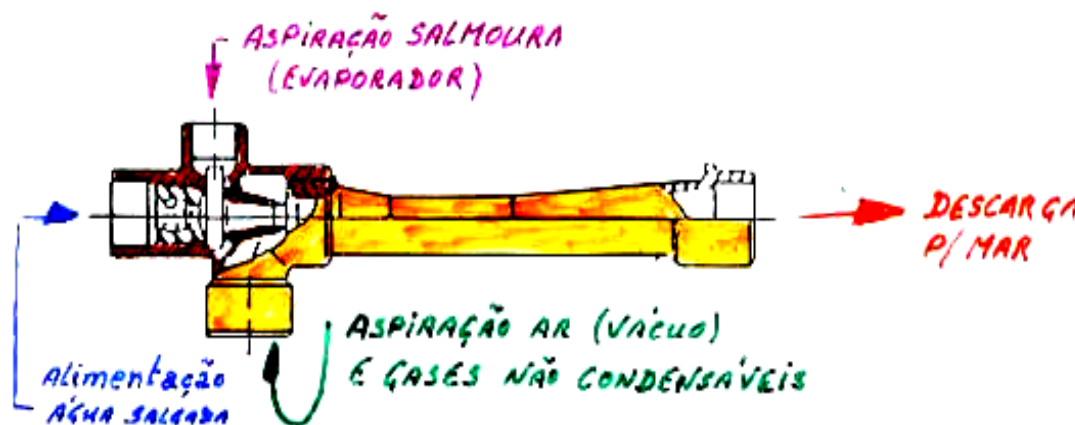


Figura 19: Esquema do ejetor utilizado a bordo do NRP Álvares Cabral (Classe Vasco da Gama).

A remoção de salmoura no fim de cada ciclo é necessária para manter o nível até 7% de modo a libertar espaço para o próximo ciclo e evitar incrustações que possam ocorrer nas zonas de contacto com a água salgada e prejudicar a qualidade da água destilada.

O sistema tem a possibilidade de recirculação da salmoura. Ao ligar a instalação é definido se parte ou a totalidade da salmoura é descarregada para o mar ou é novamente misturada com a água de alimentação. A salinidade do permeado é constantemente medida por um salinómetro elétrico, cuja célula está instalada no tubo de descarga da bomba de água doce. Se a água estiver de acordo com os parâmetros necessário é enviada para pós-tratamento no tanque mineralizador que funciona à base de carbono e eleva o valor pH da água.

Relativamente ao gerador de osmose inversa instalado a bordo desta classe de navios, tem a capacidade máxima de produção de 20 m<sup>3</sup> de água por dia. Este sistema é compacto, todos os equipamentos necessários para o seu funcionamento encontram-se montados numa base comum, exceto a bomba de alimentação de água da salgada, como indica a Figura 20.



Figura 20: Sistema de osmose inversa a bordo do NRP Álvares Cabral (Classe Vasco da Gama).

A Figura 21, indica o esquema de funcionamento do sistema de RO a bordo do NRP Álvares Cabral. A bomba elevadora (P1) aspira a água do mar e comprime para pré-tratamento para retirar certas impurezas, após o pré-tratamento segue para o filtro (S1) que está carregado com gravilha de quartzo para filtração, passa ainda por um microfiltro (S2) que permite a passagem apenas de partículas inferiores a 5  $\mu\text{m}$  para proteger os elementos de alta pressão (a bomba e o módulo de membrana).

A bomba de alta pressão (P2) pressuriza a água salgada contra o módulo de membrana de osmose inversa à pressão constante, controlada continuamente pelo pressostato de contacto (PIS4) que pára automaticamente a instalação caso ocorram perdas de pressão.



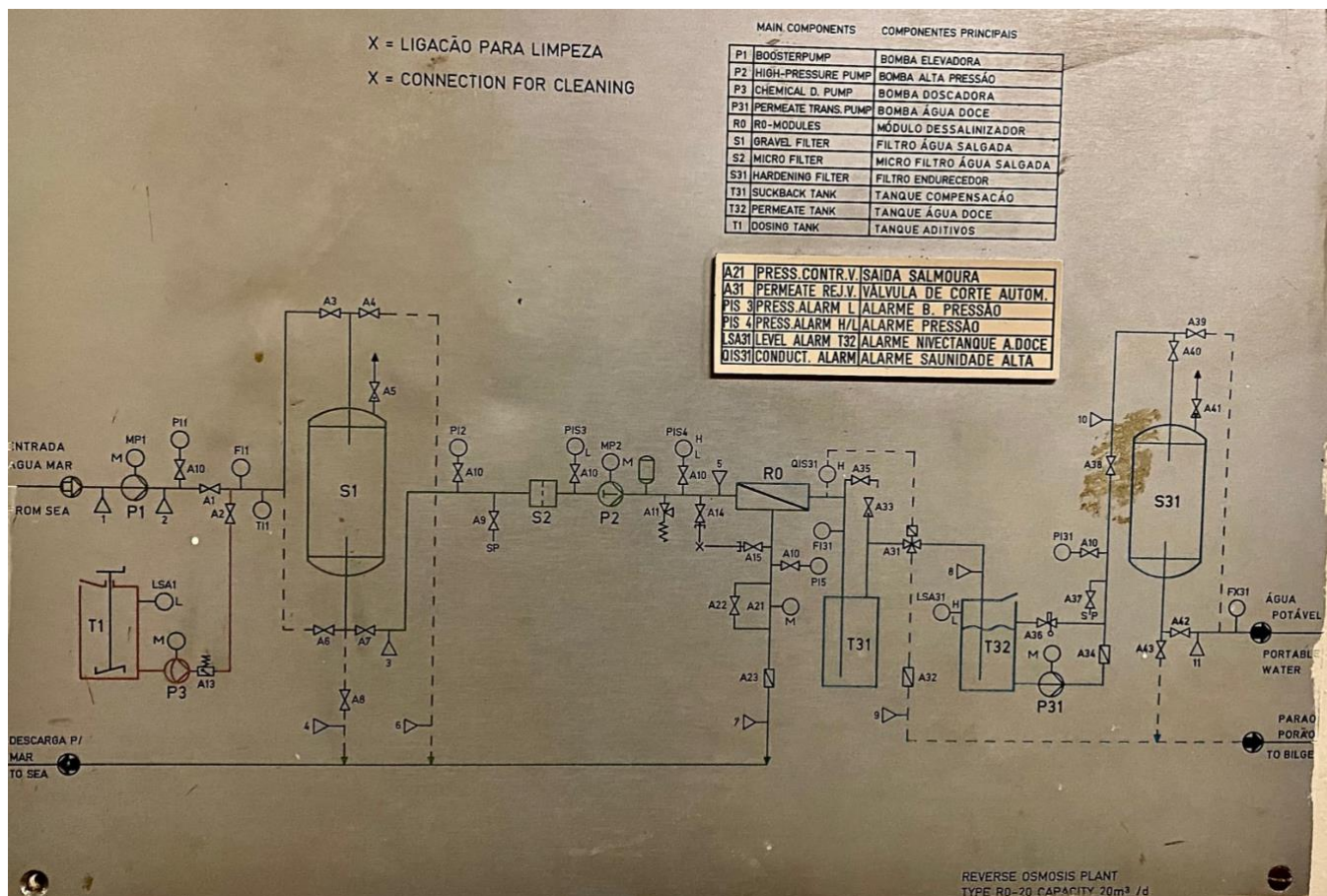


Figura 21: Esquema de funcionamento do sistema de osmose inversa do NRP Álvares Cabral (Classe Vasco da Gama).

A quantidade de sais que é filtrada é descarregada pelas válvulas de regulação de pressão (A21 e A22). Por outro lado, a salinidade da água produzida é controlada constantemente pelo salinómetro (QIS 31), caso exceda os valores requeridos, a água produzida é descarregada para fora do reservatório através da abertura automática da válvula solenóide (A31).

O processo de pós-tratamento consiste num filtro (S31) repleto de mármore comprimido e moído, que deve ser revisto regularmente para repor os níveis quando for necessário. Este tratamento garante melhor qualidade da água e protege as tubagens e tanques de armazenamento de corrosões e desenvolvimento de germes.

### 6.1.2. Patrulhas oceânicos da classe Viana do Castelo

Os patrulhas oceânicos da classe Viana do Castelo, possuem sistemas de dessalinização por osmose inversa do tipo *Pall Rochem, RO 400 DT*, que produzem aproximadamente 450 litros de água por hora, correspondente a 10,8 m<sup>3</sup> por dia, com uma taxa de produção de três litros de água potável para cada dez litros de água salgada, ou seja, com 30% de rendimento. Este modelo tem a vantagem de ser compacto e adequado para locais onde o espaço é restrito, é fiável durante longos períodos de tempo, mesmo funcionando 24 horas ao dia.

Na Figura 22, está representado o sistema de osmose inversa do NRP Setúbal, navio pertencente a classe Viana do Castelo, onde se pode identificar os principais constituintes: quadro de comandos (1), módulo de osmose inversa (2), manómetros (3), válvulas manuais (4), caudalímetro (5), bomba de alta pressão (6), fluxómetro (7), filtro cartucho (8), condutímetro (9), desacidificador (10) e filtro de areia (11).



Figura 22: Sistema de osmose inversa a bordo do NRP Setúbal (Classe Viana do Castelo).



A qualidade da água produzida depende essencialmente de três fatores: da pressão de operação, da temperatura e das concentrações de sais na água de alimentação. Segundo o fabricante, o sistema foi projetado para operar de forma otimizada com a água salgada a 25 °C. Para cada 1 °C de perda de temperatura a produção reduz cerca de 3 %.

O esquema de funcionamento deste sistema está indicado na Figura 23, a água de alimentação é aspirada pela bomba centrífuga (PK130) que a pressuriza até 4 bar para o filtro de areia (FS130) onde as partículas com tamanhos superiores a 50 µm são retidas. À medida que essas partículas são retidas, aumenta a perda de pressão e para evitar esta situação há circulação de água corrente, que lava o filtro por forma a manter a operacionalidade. Após isto, a água segue para os filtros de cartuchos (FC40) que permitem apenas a passagem de partículas com tamanhos inferiores a 10 µm.

O pressostato (PS150) é ativado pela água proveniente da bomba de alta pressão (PP160) que se encontra a montante; caso a pressão seja inferior a 0,5 bar o pressostato não permite o arranque da bomba para protegê-la de possíveis problemas cavitação.

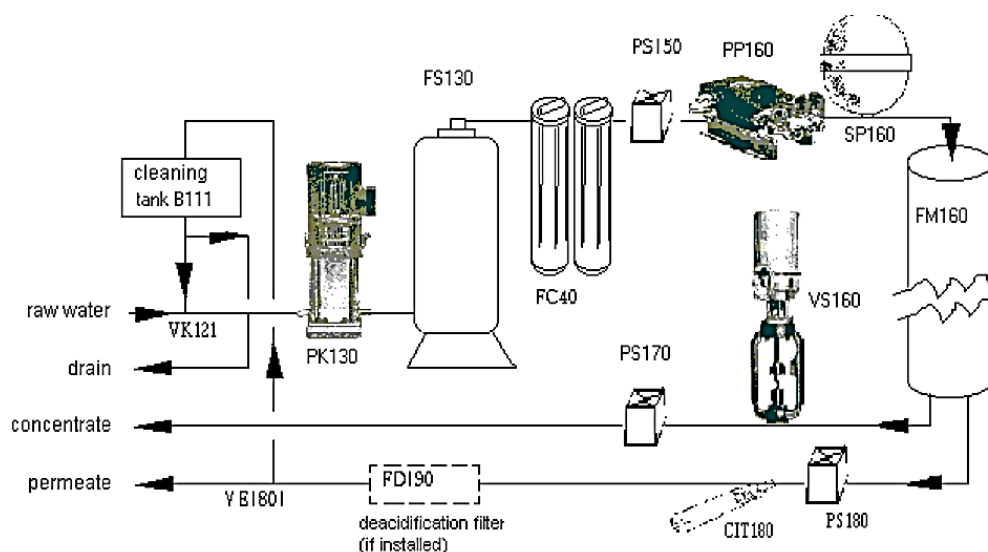


Figura 23: Esquema de funcionamento do sistema de osmose inversa do NRP Setúbal.

A bomba de alta pressão (PP160) é de deslocamento positivo, acionada por um motor elétrico trifásico e opera geralmente a 65 bar. Na zona de descarga da bomba de alta pressão está montado um amortecedor de pulsação (SP160) que converte em pressão constante as flutuações de pressão causadas pelos três êmbolos, por forma a alimentar o

módulo de membrana de osmose inversa (FM160) e a pressão do módulo é controlada e ajustada pela válvula (VS160).

Em cada uma das linhas proveniente do módulo de osmose inversa, estão montados dois pressostatos (PS180 e PS170), respetivamente para a linha de permeado e de salmoura com o intuito de controlar a sua pressão. O pressostato da linha de salmoura pára a instalação se a pressão for inferior a 6 bar, enquanto o da linha de permeado atua quando a pressão for inferior a 3 bar.

Para evitar danos por corrosão nas tubagens, a unidade é equipada com um filtro de desacidificação que contém material filtrante de calcário, que é consumido lentamente e depois de um tempo deve ser reabastecido.

Esta unidade possui uma taxa de rejeição de sais entre 98 e 99%, admite água salgada com concentrações de sais entre 35 000 e 36 000 ppm e produz água doce com aproximadamente 20 ppm e valores de pH entre 6,5 e 6,8. Parâmetros dentro dos regulamentos da OMS, os restantes parâmetros de admissão e resultante na água produzida são indicados no anexo C.

### **6.1.3. Navios hidrográficos da classe Almirante Gago Coutinho**

A Marinha possui dois navios hidrográficos, o NRP Almirante Gago Coutinho e NRP Dom Carlos I, sendo que o primeiro dá o nome à classe. O sistema de propulsão, apresentado no anexo D, é constituído por quatro geradores diesel 12V, dois em cada bordo, que desenvolvem 970 cavalos de potência a 1 200 rpm cada e alimentam os motores elétricos principais.

Estes navios estão equipados com sistemas de dessalinização vaporizador-destilador, compostos por dois evaporadores à vácuo do tipo *Alfa Laval Nirex, JWP-36*, um em cada bordo, que reaproveitam o calor residual dos geradores. O destilador de estibordo aproveita o calor dos geradores nº 1 e nº 3, e o destilador de bombordo aproveita o calor dos geradores nº 2 e nº 4. A Figura 24 indica o esquema e a constituição dos destiladores a bordo.

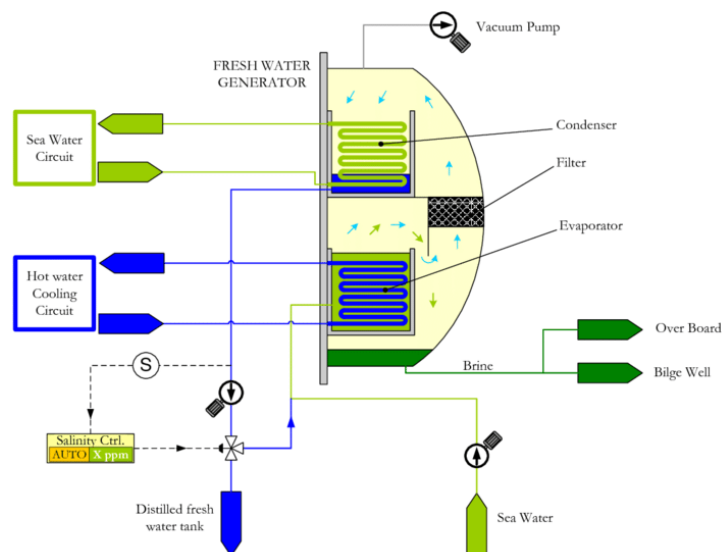


Figura 24: Esquema do destilador a bordo dos navios da classe ALM Gago Coutinho.

Os dois destiladores quando funcionam em conjunto produzem cerca de 11 m<sup>3</sup> de água potável por dia. O sistema possui um conjunto de bombas, ejetores e válvulas que são acionados a 400 Volts de tensão.

Na Figura 25 está representado o esquema do sistema de dessalinização do NRP Dom Carlos I. O navio tem um sistema denominado *Jacket water*, que é dedicado a arrefecer, através de água salgada, todos os componentes dos sistemas principais e dos auxiliares.

O sistema *Jacket water* possui uma linha de alimentação de água salgada, onde as bombas centrífugas de alimentação aspiram a água e de seguida passa para um permutador de calor onde é pré-aquecida pela água utilizada para arrefecer os motores principais, após atingir determinada temperatura é utilizada como água de alimentação do sistema de dessalinização.

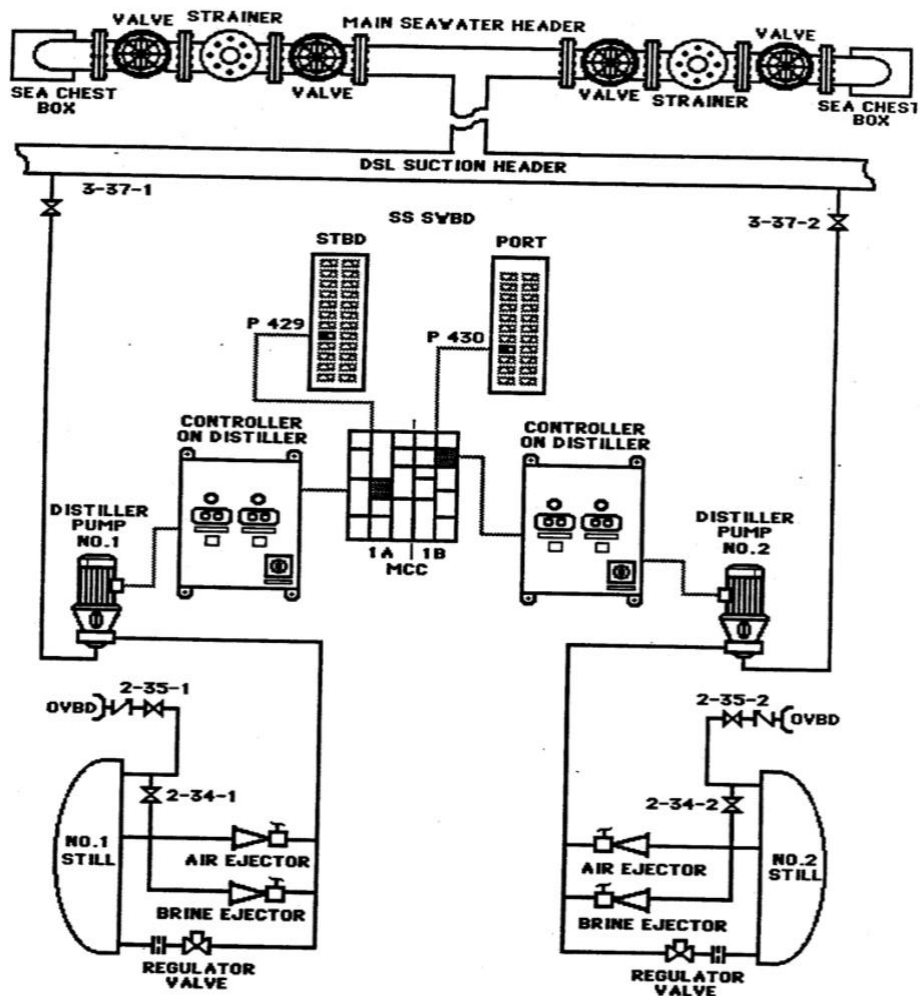


Figura 25: Esquema do sistema de destilação dos navios da classe ALM Gago Coutinho.

A água de alimentação depois de pré-aquecida segue para o evaporador que se encontra em vácuo, é adicionado o vapor sobreaquecido para evaporar a água e a mistura de água e vapor passa para o separador, onde a salmoura é removida. O vapor segue para um filtro onde as partículas ínfimas são removidas, e depois para o condensador que através de troca de calor é condessado e recolhido pela bomba de água doce.

## **7. Aplicação dos sistemas de dessalinização a bordo de um navio da classe Viana do Castelo**

Os navios da classe Viana do Castelo são do tipo patrulhas oceânicos, concebidos para desempenhar missões no âmbito da segurança e de interesse público nas áreas de jurisdição portuguesa, tais como:

- Apoiar, proteger e controlar atividades económicas, científicas e culturais;
- Executar, isoladamente ou integrado em ações coordenadas, operações de assistência a pessoas e embarcações em perigo;
- Colaborar na defesa do ambiente;
- Colaborar com as autoridades civis na satisfação das necessidades básicas e melhoria da qualidade de vida das populações;
- Prestar auxílio em situações de catástrofe, calamidade ou acidente.

Com base nas duas últimas, é a classe de navios adequada para aplicação deste estudo. Para tal, será preciso avaliar três variáveis principais a bordo destas unidades navais: a potência elétrica disponível, a quantidade e a gama de temperaturas dos gases de exaustão que podem ser reaproveitados e o espaço livre disponível.

### **7.1. Potência elétrica**

Os navios desta classe possuem um grupo de quatro geradores eletrogéneos *Volvo Penta* TAMD165A/HCM 534 E 1, que debitam cada 362 kW de potência, para alimentar os sistemas e equipamentos a bordo. Possuem três redes de alimentação: principal, secundária e de emergência, com tensões de 400V, 230V e 24V.

Um único gerador consegue fornecer potência necessária para alimentar o navio. Porém, para equilibrar a carga, em situações normais de navegação, operam com dois geradores, salvo exceções que se necessite mais energia, um terceiro gerador é mantido ao barramento.

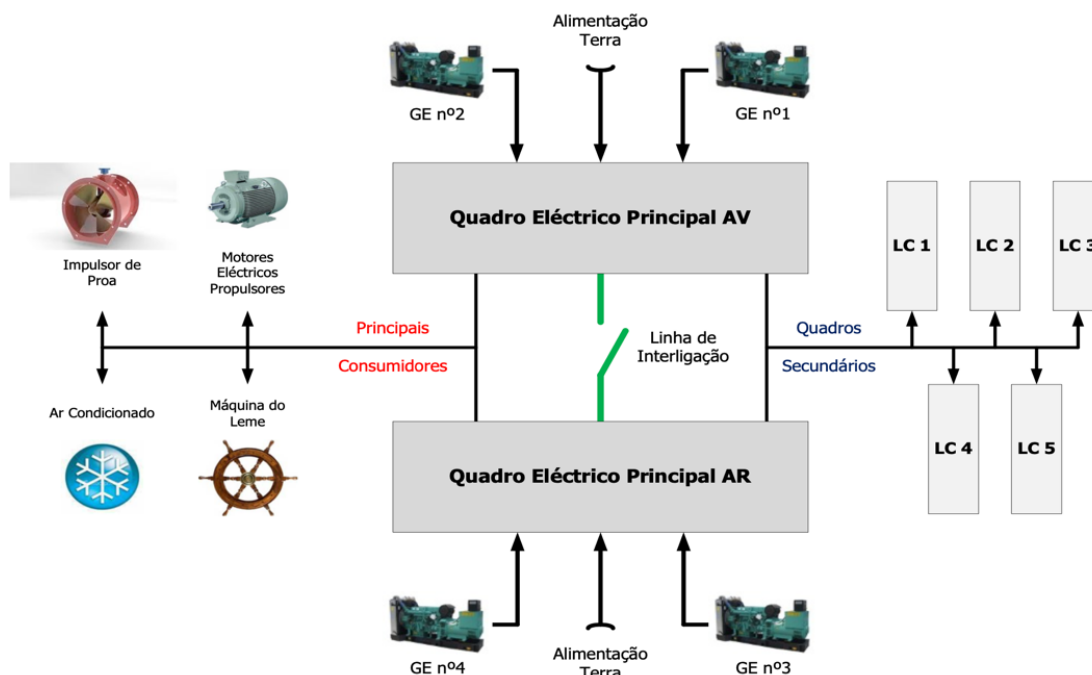


Figura 26: Esquema do sistema de produção e distribuição de energia dos navios da classe Viana do Castelo.

Possuem dois quadros principais, como indica a Figura 26, um avante e outro a ré, os geradores n° 1 e n° 2 estão ligados ao quadro principal de vante e os geradores n° 3 e n° 4 ao quadro principal de ré. Possuem ainda cinco quadros secundários, denominados por *Load Center* (LC), que derivam dos principais, controlam e distribuem energia para os equipamentos vitais em caso de uma falha total de energia (TLF - *Total Light Failure*).

Portanto, há uma gama de potência eléctrica disponível a bordo e que pode ser utilizada pelos sistemas de dessalinização que necessitem de energia eléctrica.

## 7.2. Instalação propulsora

A instalação propulsora é do tipo CODOL (*Combined Diesel or Electrical Motor*), com duas linhas de veios, como indica a Figura 27, constituídas por:

- Motor Diesel Propulsor: *Wartsila W12V26A2* (4080 kW);
- Motor Eléctrico Propulsor: *Marelli Motor B5M 355 LD6* (300 kW);

- Hélice de Passo Variável: (CPP - *Control Pitch Propeller*) Wartsila HPP2-15-1123.

Este conjunto garante ao navio velocidade máxima de 21 nós, quando movido pelos motores diesel e cerca de 8 nós quando movido pelos motores elétricos.

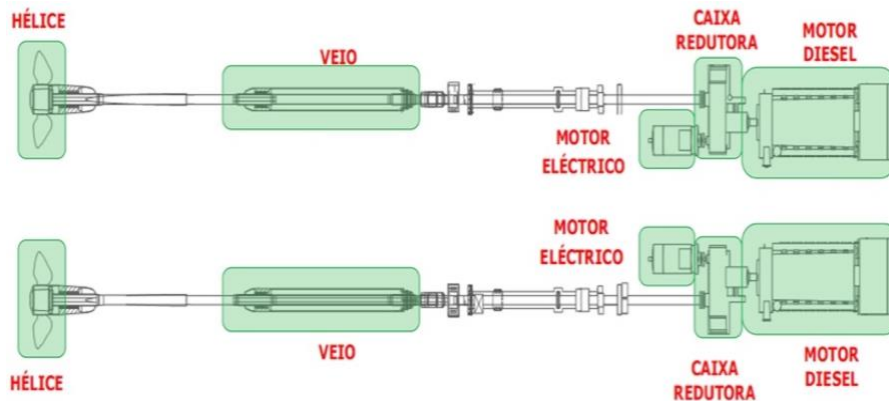


Figura 27: Disposição da instalação propulsora dos navios da classe Viana do Castelo.

### 7.3. Energia térmica dos gases de exaustão

Estima-se que cerca de 57 % da energia térmica produzida pelas máquinas de combustão interna de um navio, é desperdiçada em forma de calor pelos gases de exaustão e por radiação através das superfícies quentes.

A recuperação da energia desperdiçada em forma de calor pelos gases de exaustão é cada vez mais frequente na indústria em geral, por se tratar de uma fonte de energia menos dispendiosa e sem emissões adicionais de gases nocivos ao meio ambiente (Dastgerdi, Whittaker, & Chua, 2016).

Para o navio atracado durante os momentos em que estiver dedicado a produzir água, a instalação propulsora estará desligada, portanto, serão utilizados os geradores para produzir eletricidade e os gases de exaustão serão reaproveitados para os sistemas térmicos.

A temperatura dos gases de exaustão ( $T_g$ ) varia consoante a carga do motor, quanto maior for a carga, maior é a temperatura. Para os regimes de funcionamento dos

geradores a bordo, 75 % da carga a 1 500 rpm, os gases de cada gerador são libertados nas condições indicadas na Tabela 5, de acordo com o extrato do manual apresentado no anexo E.

Gases de exaustão	
Temperatura [°C]	321
Caudal [m³/min] [kg/s]	42 (0,82)
Calor específico [kJ/kg]	1,05

Tabela 5: Condições de saída dos gases de exaustão.

Será utilizado um permutador para coleta dos gases de exaustão, indicado na Figura 28, onde ocorrem as trocas de calor com água doce para produzir vapor de água que servirá de alimentação para os sistemas térmicos. A energia a recuperar dos gases de exaustão pode ser determinada pela equação (1).

$$Q = \dot{m}_g c_{p,g} (T_g - T'_g) \quad (1)$$

Com,

- $T'_g$  – a temperatura dos gases à saída do permutador (°C);
- $c_{p,g}$  – o calor específico (kJ/kg);
- $\dot{m}_g$  – o caudal dos gases de exaustão (kg/s).

No capítulo 9 é discutido a área do permutador de coleta dos gases de exaustão, para as condições de projeto considera-se 250 °C como a temperatura de saída dos gases de exaustão, o que garante uma potência de 62 kW para cada gerador.



Figura 28: Permutador de calor de coleta dos gases de exaustão.



Onde:

- $\dot{m}_w$  – é o caudal de água para evaporação (kg/s);
- $\dot{m}_s$  – é o caudal de vapor de água (kg/s).

De forma simplificada, não considerando perdas, o equilíbrio energético pode ser escrito pela equação (2), donde resulta a equação (3) para determinar o caudal de vapor de água produzido consoante as condições de saída dos gases exaustão.

$$\sum \dot{m}_{out} h_{out} = \sum \dot{m}_{in} h_{in} \quad (2)$$

$$\dot{m}_s = \dot{m}_g \left( \frac{h_g - h'_g}{h_s - h_w} \right) \quad (3)$$

- $h_g$  e  $h'_g$  – são as entalpias de entrada e de saída dos gases (kJ/kg);
- $h_s$  – entalpia do vapor (kJ/kg);
- $h_w$  – entalpia da água (kJ/kg).

#### 7.4. Espaço disponível a bordo

A Tabela 6 indica as dimensões principais dos navios desta classe, de acordo com o anexo I, onde está ilustrada a compartimentação dos mesmos. A tolda e o convés de voo são os maiores espaços vastos, cada com aproximadamente 184 m<sup>2</sup> de área. Portanto, são os locais adequados para se criarem estruturas removíveis que sirvam de suporte para os sistemas de osmose inversa, consoante as conclusões a que se chegar.

Dimensões do navio	
Deslocamento (t)	1850
Comprimento (m)	83,1
Boca máxima (m)	12,95
Calado (m)	3,82

Tabela 6: Dimensões principais dos navios da classe Viana do Castelo.

## 7.5. Caso particular da cidade de Faro

De acordo com a Agência Europeia do Ambiente, Portugal é o segundo país europeu com maior consumo de água per capita, juntamente com a Grécia, perdendo para Noruega, como mostra a Figura 29.

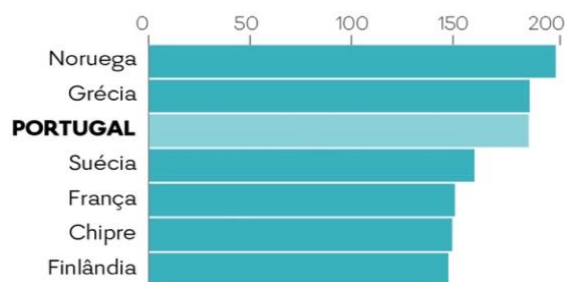


Figura 29: Sete países europeus com maiores consumos de água per capita por dia (valores em litros) <sup>9</sup>

O Instituto Português do Mar e da Atmosfera (IPMA) classifica que o Algarve, atualmente se encontra oficialmente em situação de “seca extrema”. Em Faro, o consumo médio diário de água por pessoa é de 243 litros. A Tabela 7, indica as quatro cidades com médias de consumos diários elevadas em Portugal.

Cidade	Nº de habitantes	Consumo médio de água (L/dia)
Faro	61 000	243
Lisboa	506 892	200
Évora	49 252	175
Viana do Castelo	88 725	144

Tabela 7: Cidades portuguesas com maiores consumos médios diário de água.

Centremo-nos no caso da cidade de Faro, capital e a mais populosa da região do Algarve, pelo facto do Sul de Portugal ser a região com maiores problemas de escassez. A cidade possui 201,6 km<sup>2</sup> de área, limitada a Sul pelo Oceano Atlântico, com o clima

<sup>9</sup> Fonte: <https://expresso.pt/sociedade/2019-04-20-Agua-mole-em-habitos-duros>

caracterizado por verões quentes e secos com temperaturas a variar entre 25 ° C e 29 ° C, e invernos amenos.

Segundo o relatório de campanha de 2019 do IPMA, a distribuição de temperatura da água do mar e da salinidade ao longo da costa portuguesa é indicado na Figura 30, e verifica-se que na cidade de Faro as temperaturas da água do mar variam entre 17,5 °C e 21 °C com salinidade média de 36 g/kg ou 36 000 ppm.

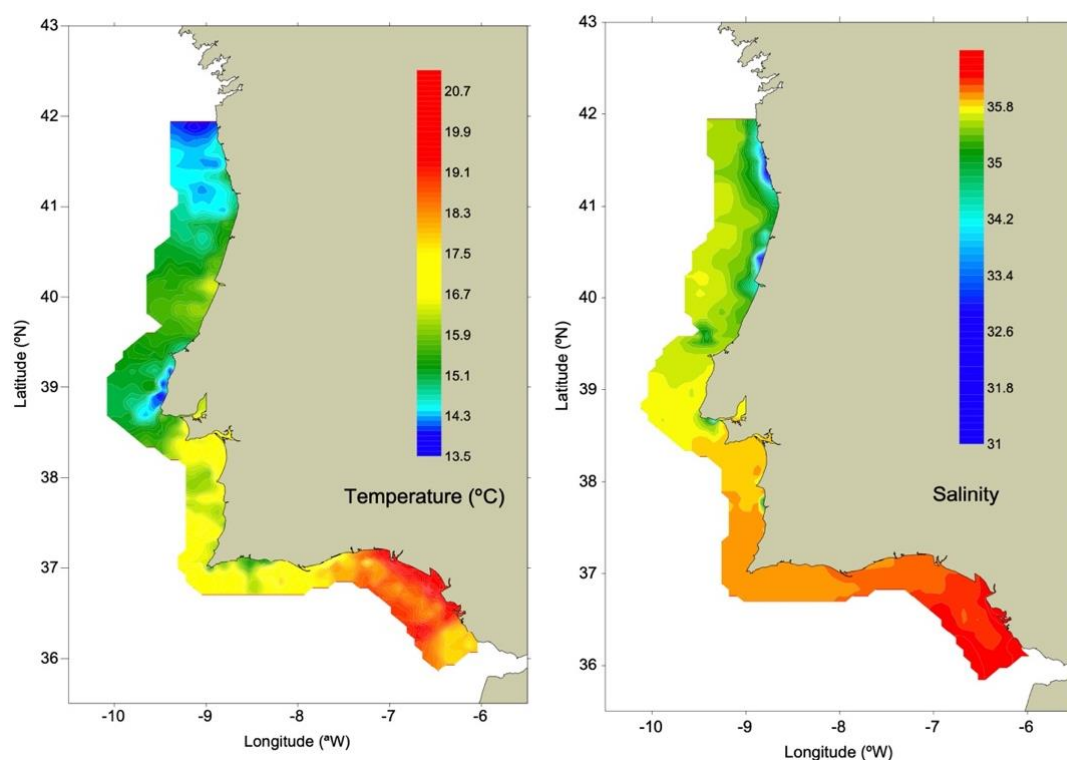


Figura 30: Distribuição de temperatura da água e a salinidade na costa portuguesa (Amorim, Moreno, Angélico, Silva, & Marques, 2019).

Nos últimos dez anos, o número de habitantes da cidade de Faro decresceu de 64 316, dados do último censo (2011) para menos de 60 947 (números até 2018). Apesar da redução da população, ao longo destes anos o consumo médio de água aumentou significativamente, e deve-se principalmente ao turismo que faz com que a cidade receba imensos visitantes nas épocas de verão.

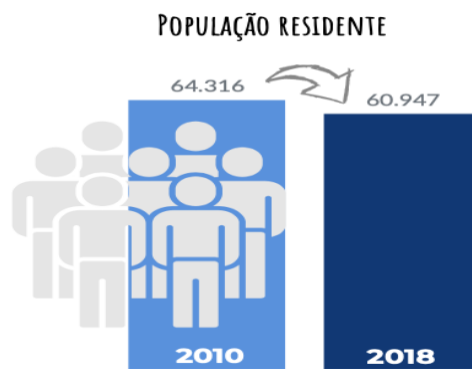


Figura 31: Decrescimento populacional da cidade de Faro, do ano de 2010 até 2018.

Hipoteticamente numa situação de emergência, pode a cidade, ou uma parte desta, ficar sem abastecimento de água potável. Se existir um ou mais navios da Marinha disponíveis a intervir, pode produzir e fornecer água para todos os habitantes ou para alguma parte destes.

Para ter noção das necessidades, a Tabela 8 apresenta uma estimativa de produção necessária para no mínimo fornecer dez, quinze e vinte litros de água por dia para cada pessoa.

Litros/pessoa	Quantidade de produção necessária [m <sup>3</sup> ]
10	610
15	915
20	1220

Tabela 8: Estimativa necessária de produção de água para abastecer a população de Faro.

Nos dois próximos capítulos são descritos os modelos matemáticos para perceber as variáveis predominantes e as limitações funcionais dos três sistemas pré-selecionados e posteriormente são apresentadas as simulações computacionais dos sistemas que se consideram como sendo a solução a implementar a bordo.

## **8. Modelação matemática dos sistemas de dessalinização**

O modelo matemático de um sistema de dessalinização, fornece do ponto de vista da engenharia, a possibilidade de percepção dos fenómenos que ocorrem durante o seu funcionamento, permite analisar o comportamento e estabelecer condições para determinar os indicadores de desempenho. Neste capítulo serão apresentados os modelos dos sistemas de MED e RO.

O modelo de osmose inversa a desenvolver é baseado na teoria da difusão de solução e transferência de massa. Serão utilizados os módulos de osmose inversa convencionais em espiral para análise do seu desempenho.

Relativamente aos sistemas térmicos, funcionam a base de mudanças de fase, de líquido para vapor e de vapor para líquido do primeiro ao último efeito. Nesse contexto, analisar-se-á os fenómenos termodinâmicos com base nas propriedades intensivas: pressão e temperatura, e extensivas: massa e energia.

Como tal, algumas considerações genéricas devem ser feitas. Deve-se considerar que são sistemas isolados e que os desvios aos equilíbrios termodinâmicos são infinitesimais, ou seja, podem ser considerados como estados de equilíbrio.

Para motivos comparativos com o sistema de MED desenvolveu-se de igual modo o modelo do sistema de MSF, apresentado no apêndice E. Verificou-se que as instalações de MED possuem configurações menos complexas em relação às instalações de MSF, os fenómenos termodinâmicos são mais passíveis de percepção, possuem maiores taxas de evaporação e são ligeiramente menos dispendiosas como visto no capítulo 5.

### **8.1. Modelo matemático de um sistema MED**

Das três configurações apresentadas no capítulo 3, é apresentado o modelo da configuração de alimentação paralela.

Para a configuração de alimentação paralela, a água salgada ( $\dot{m}_c$ ) é pré-aquecida através da trocas de calor no condensador, uma pequena parte é rejeita ( $\dot{m}_{cw}$ ) e a outra é

utilizada como água de alimentação ( $\dot{m}_f$ ) e dividida pelo número de efeitos e cada parcela é purgada como alimentação de um efeito ( $\dot{m}_{fn}$ ) (Alasfour, 2020).

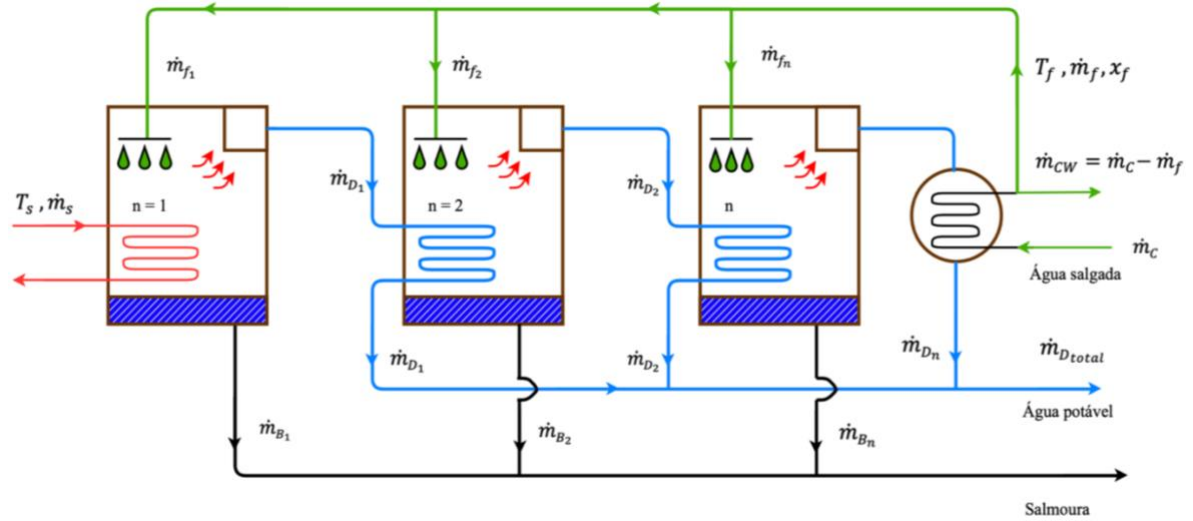


Figura 32: Esquema de funcionamento do sistema de MED de alimentação paralela.

A pressão em cada efeito é igual à pressão de saturação da água salgada, e a temperatura do vapor de destilado proveniente do efeito anterior serve como carga térmica do efeito posterior que através das trocas de calor faz a água entrar em ebulição.

À medida que os vapores de destilados perdem a energia são condensados e recolhidos como água destilada ( $\dot{m}_D$ ). A água que não é evaporada, juntamente com as concentrações de sais, agrupam-se na parte inferior de cada evaporador, por gravidade, formando a salmoura que é descartada.

A taxa de evaporação da água salgada no interior de um efeito depende das concentrações de sais, viscosidade, temperatura, pressão, das incrustações e da condutividade do material dos permutadores. A potência necessária para evaporar a água é dada pela equação (4):

$$Q = \dot{m}h_{fg} \quad (4)$$

Os gases não condensáveis (NCG) são removidos pelo ejetor, que por sua vez mantém a pressão constante em cada efeito, tornando assim num processo isotérmico e isobárico. Apesar da pressão e a temperatura serem constantes no interior de cada efeito,

existe uma diferença de temperatura de um efeito para outro e decresce do primeiro para o último, que pode ser determinada pela equação (5) ou (6). Sendo a pressão em cada efeito, a pressão de saturação da água salgada à temperatura do mesmo, impõe uma perda de pressão entre efeitos, pelo que se pode utilizar sifões entre os mesmos por forma a reduzir a pressão de evaporação da água e alargar o número de efeitos para aumentar a produção.

$$\Delta T = \frac{T_1 - T_n}{n - 1} \quad (5)$$

$$\Delta T = \frac{T_s - T_n}{n} \quad (6)$$

Para descrever matematicamente o modelo será necessário fazer as seguintes considerações:

- O processo é de fluxo constante, as energias cinéticas e potenciais são desprezíveis;
- Os evaporadores e o condensador são adiabáticos;
- O calor latente é apenas função da temperatura  $\lambda_i = \lambda(T_i)$ ;
- Coeficiente de transferência de calor constante;
- A temperatura  $T_n$  em cada efeito, representa o ponto de ebulição da água de alimentação;
- O gradiente de temperatura entre  $T_{vn}$  e  $T_n$  é igual apenas a BPE (*Boiling Point Elevation*).

A análise será baseada em três equações principais de conservação de massa:

- Balanço mássico;
- Balanço de salinidade;
- Balanço energético (primeira lei da termodinâmica).

### Primeiro efeito (n = 1)

A quantidade de destilado produzido no primeiro efeito é igual à quantidade de água de alimentação subtraído a salmoura rejeitada.

$$\dot{m}_{D_1} = \dot{m}_{f_1} - \dot{m}_{B_1} \quad (7)$$

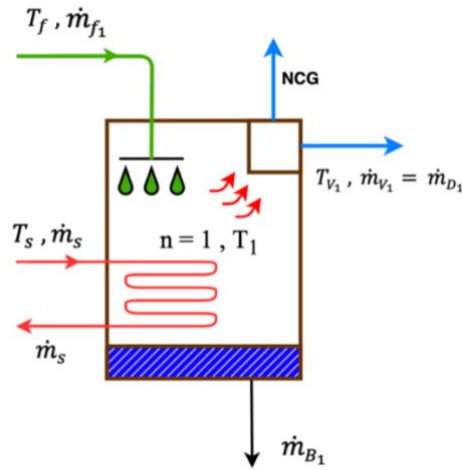


Figura 33: Esquema do primeiro efeito do sistema de MED alimentação paralela.

A quantidade de sais rejeitado no primeiro efeito determina-se pela equação (8):

$$x_{B_1} = \frac{\dot{m}_{f_1} x_f}{\dot{m}_{B_1}} \quad (8)$$

Balço energético:

$$Q_s - W = \sum \dot{m}_e h_e - \sum \dot{m}_i h_i$$

Sendo,  $W = 0$

$$\dot{m}_s \lambda_s = (\dot{m}_{D_1} h_{T_{V1}} + \dot{m}_{B_1} h_{T1}) - \dot{m}_{f_1} h_{T_f}$$

$$\dot{m}_s \lambda_s = \dot{m}_{D_1} (h_{T_{V1}} - h_{T1}) + \dot{m}_{f_1} (h_{T1} - h_{T_f})$$

$$\dot{m}_{D_1} = \frac{\dot{m}_s \lambda_s - \dot{m}_{f_1} c_p (T_1 - T_f)}{\lambda_1} \quad (9)$$



Sendo assim, o caudal de destilado pode ser expresso pela equação (10):

$$\dot{m}_{D_1} = \dot{m}_s \frac{\lambda_s}{\lambda_1} - \dot{m}_{f_1} y_1 \quad (10)$$

Com,

- $\dot{m}_s \lambda_s$  – carga térmica de vapor, adicionado no primeiro efeito;
- $y_1$  – taxa de evaporação, dada pela equação (11).

$$y_1 = \frac{c_p (T_1 - T_f)}{\lambda_1} \quad (11)$$

As trocas de calor entre o vapor e a água salgada acontecem por convecção através do permutador existente em cada efeito. Para tal, considera-se que a parede dos tubos é muito pequena e a condutibilidade térmica do material é elevada, desta forma a resistência térmica poderá ser considerada desprezível.

A área de trocas de calor pode ser expressa de forma análoga pela lei de Newton, e depende do coeficiente global de transferência de calor (U) que é determinado conforme o desenvolvimento apresentado no apêndice B.

$$A_1 = \frac{\dot{m}_s \lambda_s}{U_1 (T_s - T_1)} \quad (12)$$

### **Segundo efeito (n = 2)**

Equilíbrio mássico:

$$\dot{m}_{D_2} = \dot{m}_{f_2} - \dot{m}_{B_2} \quad (13)$$

Quantidade de sais removida no segundo efeito:

$$x_{B_2} = \frac{\dot{m}_2 x_f}{\dot{m}_{B_2}} \quad (14)$$

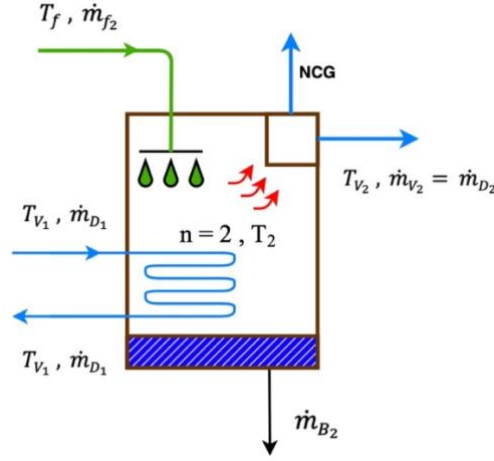


Figura 34: Esquema do segundo efeito do sistema de MED de alimentação paralela.

Balanco energético:

$$\dot{m}_{D_1} \lambda_1 = (\dot{m}_{D_2} h_{T_{V_2}} + \dot{m}_{B_2} h_{T_2}) - \dot{m}_{f_2} h_{T_f}$$

$$\dot{m}_{D_2} = \frac{\dot{m}_{D_1} \lambda_1 - \dot{m}_{f_2} c_P (T_2 - T_f)}{\lambda_2}$$

$$\dot{m}_{D_2} = \dot{m}_{D_1} \frac{\lambda_1}{\lambda_2} - \dot{m}_{f_2} y_2 \quad (15)$$

Neste sistema uma pequena porção da água é evaporada instantaneamente e a taxa de evaporação é dada pela equação (16), enquanto a parcela maior  $\dot{m}_{D_1} \frac{\lambda_1}{\lambda_2}$  representa a quantidade de vapor formado por ebulição.

$$y_2 = \frac{c_P (T_2 - T_f)}{\lambda_2} \quad (16)$$

Área de trocas de calor:

$$A_2 = \frac{\dot{m}_{D_1} \lambda_1}{U_2 (T_{V_1} - T_2)} \quad (17)$$

Com,

- $T_{V_n}$  – Temperatura de condensação do vapor de destilado.

### Último efeito (n)

A quantidade de destilado do último efeito é determinada pela equação (18):

$$\dot{m}_{D_n} = \dot{m}_{f_n} - \dot{m}_{B_n} \quad (18)$$

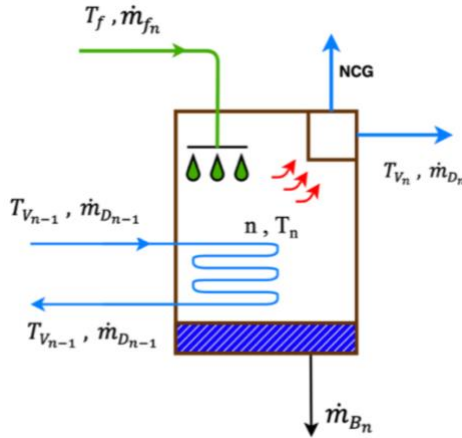


Figura 35: Esquema do último efeito do sistema de MED de alimentação paralela.

No último efeito a relação entre a quantidade de sais que entra e a rejeitada é dada pela equação (19):

$$x_{B_n} = \frac{\dot{m}_{f_n} x_{f_n}}{\dot{m}_{B_n}} \quad (19)$$

Balço de energia:

$$\begin{aligned} \dot{m}_{D_n} &= \dot{m}_{D_{n-1}} \frac{\lambda_{n-1}}{\lambda_n} + \dot{m}_{f_n} y_n \\ y_n &= \frac{c_p (T_n - T_f)}{\lambda_n} \end{aligned} \quad (20)$$

Área de trocas de calor:

$$A_n = \frac{\dot{m}_{D_{n-1}} \lambda_{n-1}}{U_n (T_{V_{n-1}} - T_n)} \quad (21)$$

O caudal de alimentação por cada ciclo ( $\dot{m}_f$ ) é o somatório das parcelas dos efeitos ( $\dot{m}_{f_i}$ ), o mesmo para o destilado produzido.

$$\dot{m}_f = \sum_{i=1}^n \dot{m}_{f_i} \quad (22)$$

$$\dot{m}_{D_{total}} = \sum_{i=1}^n \dot{m}_{D_i} \quad (23)$$

Sendo assim,

$$\dot{m}_{B_{total}} = \sum_{i=1}^n \dot{m}_{B_i} = \sum_{i=1}^n \dot{m}_{f_i} - \sum_{i=1}^n \dot{m}_{D_i} \quad (24)$$

Condensador:

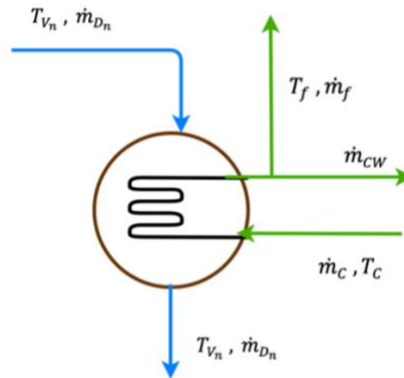


Figura 36: Esquema do condensador do sistema de MED de alimentação paralela.

O vapor de destilado do último efeito é condensado através da troca de calor com a água salgada ( $\dot{m}_c$ ) e a água é pré-aquecida através deste.

$$\dot{m}_c = \dot{m}_{cw} - \dot{m}_f \quad (25)$$

Balanco energético:

$$Q = \dot{m}_c A_c U_c (LMTD)_c \quad (26)$$

Em que  $LMTD$  é a diferença média logarítmica.

$$LMTD = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln(\frac{\Delta T_1}{\Delta T_2})} \quad (27)$$

$$\Delta T_1 = T_{V,in} - T_f ; \Delta T_2 = T_{V,out} - T_c$$

Indicadores de desempenho.

Taxa de recuperação:

$$RR = \frac{\dot{m}_{D_{total}}}{\dot{m}_f} \quad (28)$$

Ganho:

$$GR = \frac{\dot{m}_{D_{total}}}{\dot{m}_s} \quad (29)$$

Consumo específico:

$$SHC = \frac{\dot{m}_s \lambda_s}{\dot{m}_{D_{total}}} \quad (30)$$

## 8.2. Modelo matemático de um sistema de osmose inversa

A Figura 37, mostra o diagrama típico de um sistema de osmose inversa, o sistema é dividido em duas secções principais: unidade de pré-tratamento, unidade de alta pressão e uma terceira de pós-tratamento.

O modelo matemático a apresentar basear-se-á no modelo da difusão de solução apresentado por (Jiang, et al., 2014) e na teoria do filme. Utilizou-se um módulo em espiral do tipo *SWM RO Sea Wound Module* e o desempenho é condicionado pela permeabilidade da membrana, que determina o rácio de permeado produzido e pelas condições de entrada e saída da água:  $P_f$ ,  $T_f$  e  $x_f$ .

Após o pré-tratamento, o fluxo de água é pressurizado a pressão de alimentação ( $P_f$ ) pela bomba de alta pressão para os módulos de osmose inversa, onde é separado em dois fluxos, um de baixa salinidade (permeado) e outro de concentrado (salmoura).

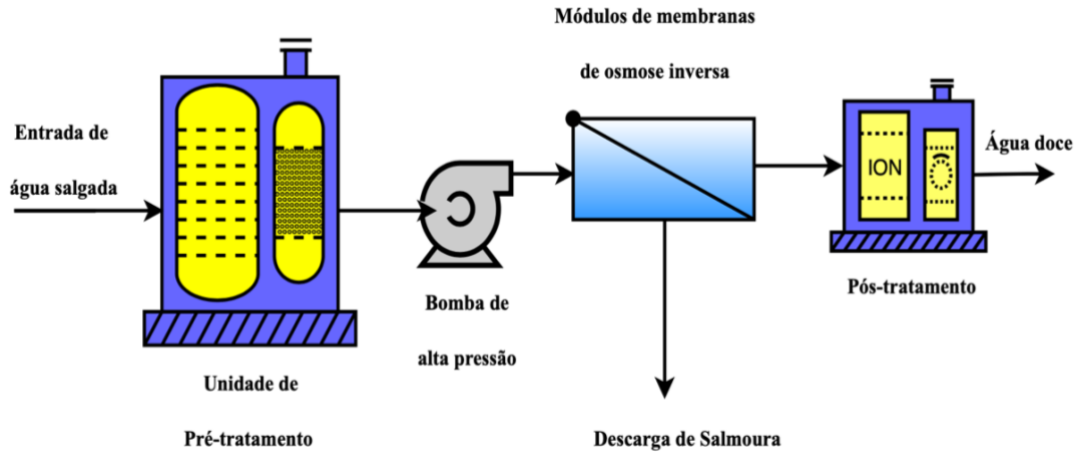


Figura 37: Esquema de funcionamento de um sistema de RO.

Se considerar o sistema no seu todo, segundo a lei da conservação da massa, a quantidade de água que entra é igual a soma da quantidade de água que é produzida e de concentrado que é rejeitado sob forma de salmoura, de onde derivam as equações (31) e (32) cujos parâmetros  $\dot{Q}$  e  $x$  representam o caudal de água e as concentrações de sais. Os índices  $f$ ,  $B$ , e  $p$  representam à alimentação, salmoura e o permeado ou água potável.

$$\dot{Q}_p = \dot{Q}_f - \dot{Q}_B \quad (31)$$

$$\dot{Q}_f x_f = \dot{Q}_B x_B + \dot{Q}_p x_p \quad (32)$$

De acordo com o modelo apresentado por (Jiang, et al., 2014), o fluxo de água e o fluxo de sais podem ser calculados a partir das relações descritas por (Murthy & Gupta, 1996):

$$\dot{Q}_p = n_l W \int_0^L J w dz \quad (33)$$

Com  $n_l$ ,  $W$ , e  $L$  o número de filmes, a largura e o comprimento do módulo de osmose inversa.

O fluxo de solvente ( $J_w$ ) e fluxo de soluto ( $J_s$ ) são expressos pelas equações (34) e (35):

$$J_w = A_w (P_f - P_d - P_p - \Delta\pi) \quad (34)$$

$$J_s = B_s (x_m - x_p) \quad (35)$$

Onde:

- $A_w$  – permeabilidade da membrana à água;
- $B_s$  – permeabilidade da membrana aos sais;
- $P_f$  – pressão de alimentação;
- $P_d$  – perda de pressão ao longo do módulo;
- $P_p$  – pressão do lado do permeado, em geral, assumida como a pressão atmosférica;
- $\Delta\pi$  – perda de pressão osmótica.

A pressão ao longo do canal do módulo é igual a pressão de alimentação subtraído das perdas:

$$P_c = P_f - P_d \quad (36)$$

Sendo assim,

$$\Delta P = (P_c - P_p) \quad (37)$$

Com isto, o fluxo de solvente é diretamente proporcional a permeabilidade à água e a diferença de pressão:

$$J_w = A_w (\Delta P - \Delta\pi) \quad (38)$$

A perda de pressão osmótica determina-se pela equação (39):

$$\Delta\pi = RT(x_f - x_p) \quad (39)$$

A relação entre o fluxo de solvente e de soluto é dada pela equação (40):

$$J_s = J_w x_p \quad (40)$$

A permeabilidade ao solvente ( $A_w$ ) e ao soluto ( $B_s$ ) são sensíveis à temperatura de funcionamento ( $T$ ), que por sua vez está dependente das condições locais, e podem ser expressas pelas equações (41) e (42), onde os parâmetros  $A_{w0}$  e  $B_{s0}$  são as permeabilidades intrínsecas da membrana à água e às concentrações de sais, com  $\alpha_1$ ,  $\alpha_2$ ,  $\alpha_3$  e  $\beta_1$  constantes de transporte.

$$A_w = A_{w0} e^{\left(\alpha_1 \frac{T-273}{273} - \alpha_2 (P_f - P_d)\right)} \quad (41)$$

$$B_s = B_{s0} e^{\left(\beta_1 \frac{T-273}{273}\right)} \quad (42)$$

As concentrações de sais no permeado deve-se ao acúmulo de concentrações de soluto, nos módulos de RO, por conta da polarização ( $x_b$ ) no final de cada ciclo. São um dos problemas frequentes que causam aumento da pressão osmótica e por consequente a redução do fluxo de permeado.

$$x_p = x_b(L) \quad (43)$$

O coeficiente de transferência de massa  $k_c$  depende do número de Sherwood dado pela equação (44).

$$Sh = \frac{k_c d_e}{\nu} = 0,065 Re^{0,875} Sc^{0,25} \quad (44)$$

Com,

- $Re$  – número de Reynolds;
- $Sc$  – número de Schmidt;
- $\mu$  – Viscosidade cinemática (m<sup>2</sup>/s);
- $\nu$  – Viscosidade dinâmica (pa.s).



$$Re = \frac{\rho V d_e}{\mu} \quad (45)$$

$$Sc = \frac{\mu}{\rho \nu} \quad (46)$$

$$\nu = 6,725 \cdot 10^{-6} e^{\left(0,1546 \cdot 10^{-6} x_b - \frac{2513}{273,15 + T}\right)} \quad (47)$$

Considerando a Figura 38, onde se pode verificar um módulo em espiral vista em forma retangular, a perda de pressão ao longo do canal pode ser determinada pela equação (48), onde o fator de fricção ( $\lambda$ ) depende do número de Reynolds e do parâmetro  $K_\lambda$  determinado empiricamente, relacionados pela equação (49).

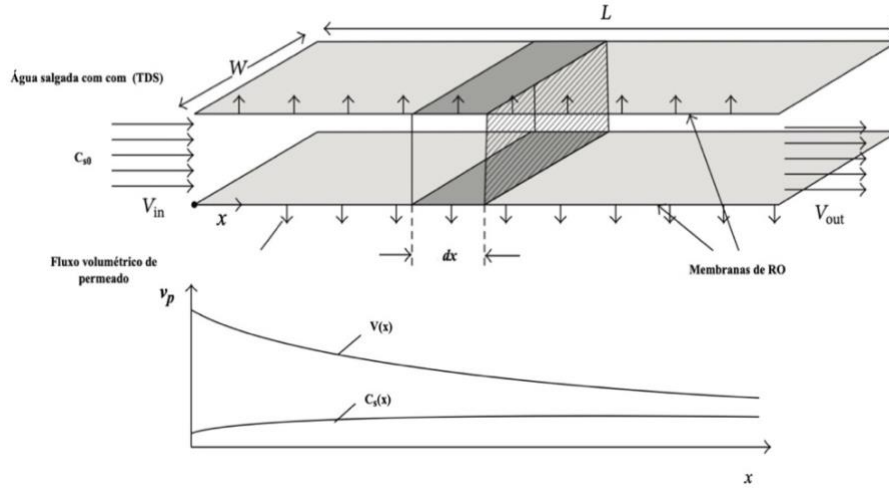


Figura 38: Módulos de membranas em espiral, vista em forma retangular.

$$\frac{dP_d}{dx} = -\lambda \frac{\rho}{d_e} \frac{V^2}{2} \quad (48)$$

$$\lambda = 6,23 K_\lambda R_e^{-0,3} \quad (49)$$

A pressão ao longo do módulo dada pela equação (36), então:

$$\frac{dP_c}{dx} = -\frac{dP_d}{dx} = \lambda \frac{\rho}{d_e} \frac{V^2}{2} \quad (50)$$

$$x = 0 ; P_c = P_f \quad e \quad x = L ; P_c = P_B$$

A velocidade axial no canal de alimentação pode ser determinada pelas equações (51), com  $h_{sp}$  a altura do canal do espaçador de alimentação e  $W$  a largura do módulo.

$$\frac{dV}{dx} = - \frac{2Jw}{h_{sp}} \quad (51)$$

$$x = 0, \quad V = V_f = \frac{\dot{Q}_f}{Wh_{sp}}$$

Indicadores de desempenho.

A taxa de recuperação dada pela equação (52), representa a fração do caudal de água de alimentação que é convertida em permeado durante o processo. A percentagem de sais que é filtrada e rejeitada são determinadas pelas equações (53) e (54), respetivamente (Jiang, et al., 2014).

$$RR = \frac{\dot{Q}_p}{\dot{Q}_f} \quad (52)$$

$$Sp = \frac{x_p}{x_f} \quad (53)$$

$$Ry = \frac{x_f - x_p}{x_f} \quad (54)$$

## **9. Simulação computacional dos sistemas de dessalinização**

Selecionou-se um sistema térmico e um de membrana, nomeadamente o sistema de múltiplos efeitos e de osmose inversa, por apresentarem maior equilíbrio em relação aos demais dos seus grupos, requerem menor quantidade de energia para produzir aproximadamente a mesma quantidade de água e possuem configurações menos complexas, conforme referido nos capítulos 3, 4 e 5. Neste capítulo são apresentadas as simulações computacionais de ambos e são discutidas as capacidades e limitações, a qualidade de produção e os custos tendo em conta a potência disponível a bordo.

### **9.1. Simulação do sistema de dessalinização de múltiplos efeitos (MED)**

Desenvolveu-se um programa, através do *EES*, para simular o sistema de MED de alimentação paralela de três efeitos, tendo em consideração o pouco espaço existente a bordo, e avaliou-se o desempenho do mesmo.

Conhecidas as condições dos gases de exaustão, apresentadas no capítulo 7, é necessário determinar o coeficiente global de transmissão de calor para estimar a área necessária do permutador, sendo que este depende do coeficiente de convecção que varia consoante a velocidade de escoamento do fluido.

A Figura 39, mostra os resultados experimentais do coeficiente de convecção obtidos por (Kim, Youn, & Webb, 1999) e (Wang, Chi, & Chang, 1999) consoante a variação da velocidade de escoamento do fluido. Os geradores a bordo dos navios da classe Viana do Castelo libertam os gases de exaustão em média a 5 m/s com um caudal de 0,82 kg/s. Sendo o coeficiente interior (do vapor) bastante elevado, considerando que o diâmetro interior e exterior são aproximadamente iguais, a condutividade do material ( $k$ ) é elevada, desta forma o coeficiente global de transmissão de calor do permutador depende essencialmente do coeficiente exterior. De acordo com os autores supracitados, para a velocidade referida estima-se um valor médio de  $75 \text{ W/m}^2\text{°C}$ .

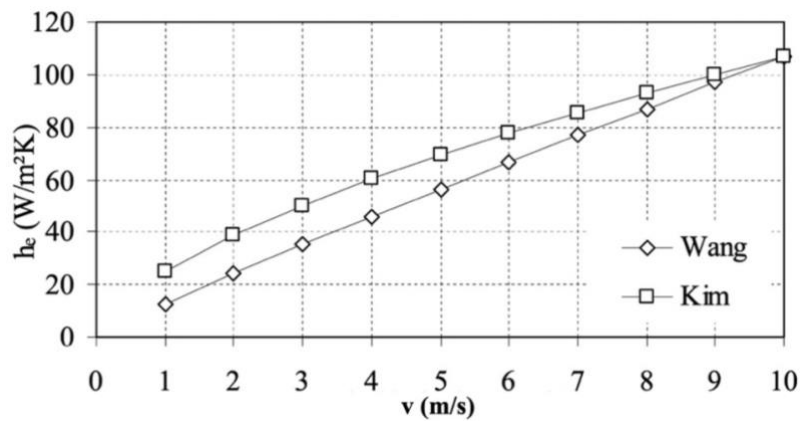


Figura 39: Comparação entre os resultados experimentais dos coeficientes de convecção obtidos por (Kim, Youn, & Webb, 1999) e (Wang, Chi, & Chang, 1999).

A temperatura do vapor de água à saída do permutador é o outro fator que se deve considerar de modo a estimar a área do permutador. Para a gama de operação do sistema de MED, considera-se 180 °C a temperatura de operação, um valor típico para construções simples em tubos de aço com até 9 bar de pressão.

Para a temperatura definida dos gases à saída do permutador, 250 °C, o Gráfico 8 apresenta a estimativa da área necessária para o permutador de coleta dos gases de exaustão consoante a carga dos geradores, que por sua vez influencia a temperatura dos gases de exaustão. Para o regime de funcionamento referido no capítulo 7, Tabela 5, será preciso um permutador com 7 m² de área.

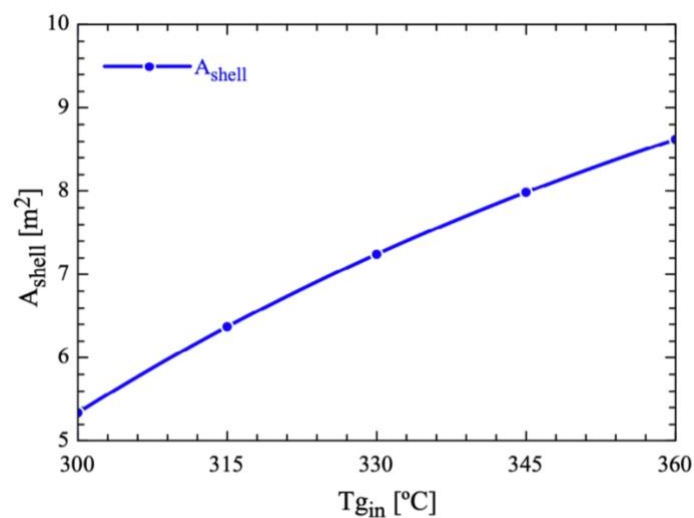


Gráfico 8: Área do permutador de coleta dos gases em função da temperatura dos gases de exaustão, para temperatura de saída dos gases a 250 °C.

O Gráfico 9 indica a quantidade de vapor que é produzido, através das trocas de calor no permutador de coleta dos gases de exaustão, com a variação da temperatura ( $T_s$ ) que se quer aproveitar. Necessariamente, quanto maior a temperatura, menor é o caudal de vapor. Para a temperatura de vapor referida, determina-se pela equação (3) um caudal de vapor de 0,99 kg/s.

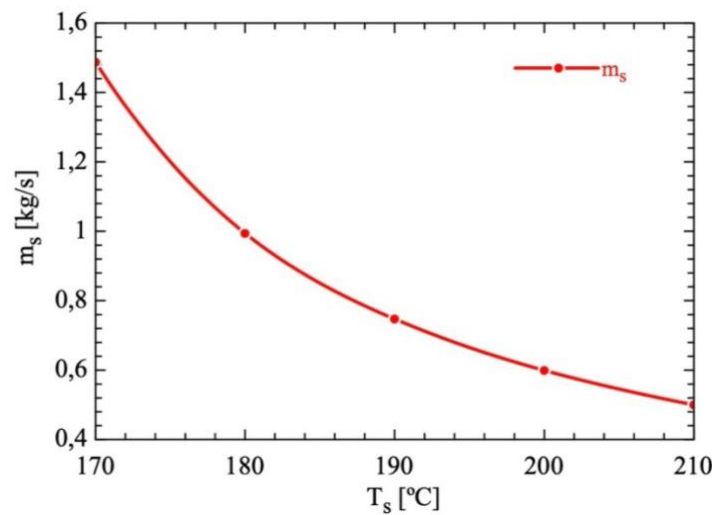


Gráfico 9: Caudal de vapor de água com temperatura do vapor.

Com as condições referidas, numa primeira instância analisou-se o desempenho do sistema tendo em conta a temperatura pela qual a água de alimentação é purgada para os efeitos. Os resultados obtidos mostram que quanto maior a temperatura de entrada da água salgada, melhor é o rendimento do sistema. O pré-aquecimento é feito por intermédio das trocas de calor no condensador com o destilado do terceiro efeito.

Verificou-se a resposta do sistema a temperaturas entre 25 e 45 °C, com diferença sucessiva de 5 °C, alimentado com 5 kg/s de água salgada ( $\dot{m}_f$ ) com 36 g/kg de sais ( $x_f$ ) referentes à costa da cidade Faro.

O Gráfico 10 indica a evolução parcial de destilado dos três efeitos, enquanto o Gráfico 11 representa o total do sistema, pelo que se verifica que com o aumento da temperatura da água de alimentação maior destilado é produzido. Entretanto, há redução do primeiro efeito para o segundo, e deste para o terceiro.

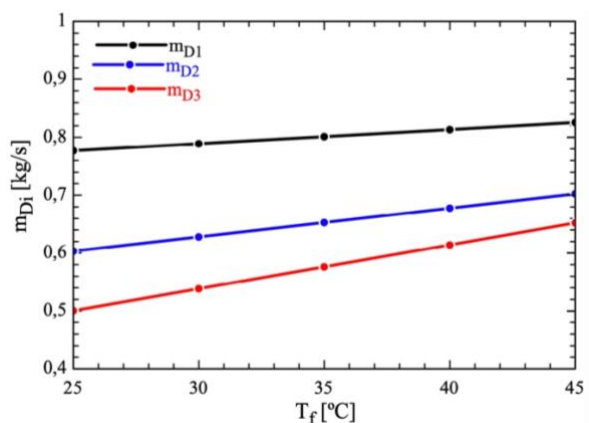


Gráfico 10: Destilados produzidos pelos três efeitos à medida que varia a temperatura do caudal de alimentação de água salgada.

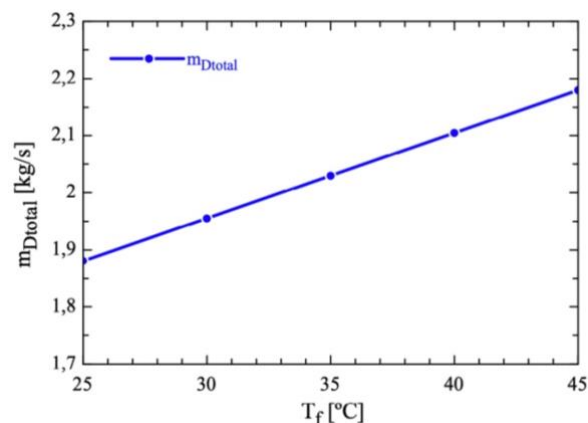


Gráfico 11: Destilado total do sistema à medida que varia a temperatura do caudal de alimentação de água salgada.

A taxa de recuperação representa a razão entre a quantidade de destilado e o caudal de alimentação, com isto estima-se a percentagem de água salgada que é transformada em água doce.

O pré-aquecimento da água de alimentação traduz-se na redução da energia necessária para a sua evaporação no interior dos efeitos. Com isto, a taxa de recuperação é maior como se observa no Gráfico 12, e menor será o consumo específico.

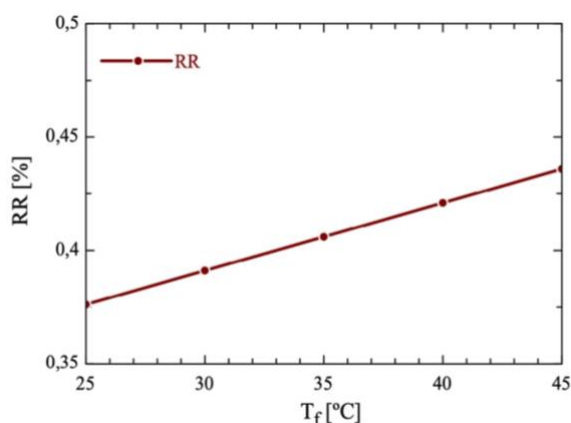


Gráfico 12: Taxa de recuperação do sistema com a variação da temperatura da água de salgada de alimentação.

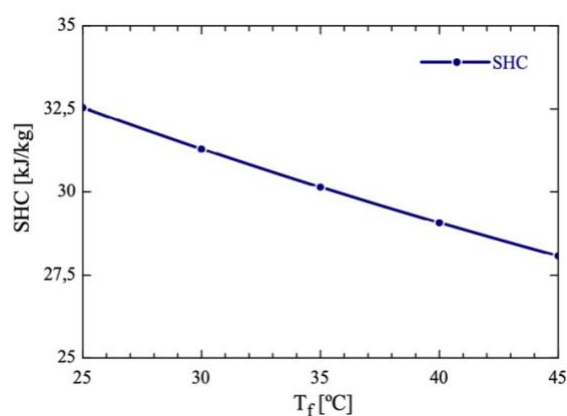


Gráfico 13: Consumo específico do sistema com o aumento da temperatura do caudal de alimentação.

Se a taxa de recuperação aumentar, os caudais de salmoura reduzem e as concentrações de sais nestes são cada vez maiores como mostram os Gráficos 14 e 15.

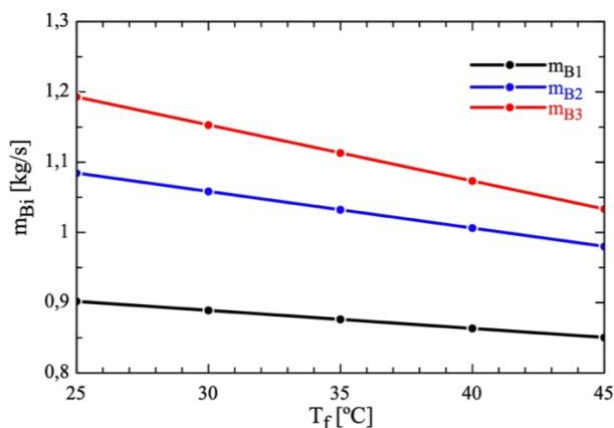


Gráfico 14: Caudais de salmoura rejeitados pelos três efeitos com o aumento da temperatura da água de alimentação.

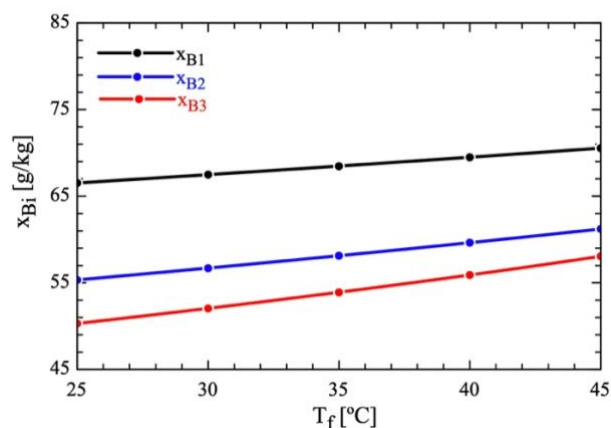


Gráfico 15: Concentrações de sais da salmoura dos três efeitos com o aumento da temperatura da água de alimentação.

O caudal de destilado em cada efeito depende da área de evaporação do permutador de calor no seu interior e da carga térmica que é transmitida. Considerando que os permutadores são constituídos por banco de tubos com 3 cm de diâmetro, portanto, é necessário estimar inicialmente os coeficientes globais de transferência de calor.

Através das relações empíricas apresentadas por (Holman, 2010), conforme o desenvolvimento do apêndice B, obteve-se os valores indicados na Tabela 9.

Efeito	$U$ [kW/m <sup>2</sup> °C]
1	2,727
2	3,534
3	3,624

Tabela 9: Valores dos coeficientes global de transmissão dos três efeitos.

Com os valores obtidos verifica-se uma aproximação aos determinados experimentalmente por (Nannarone, Toro, & Enrico, 2017) para tubos como 3 cm de diâmetro, de acordo a Figura 40, onde se verifica redução do coeficiente com o aumento do diâmetro.

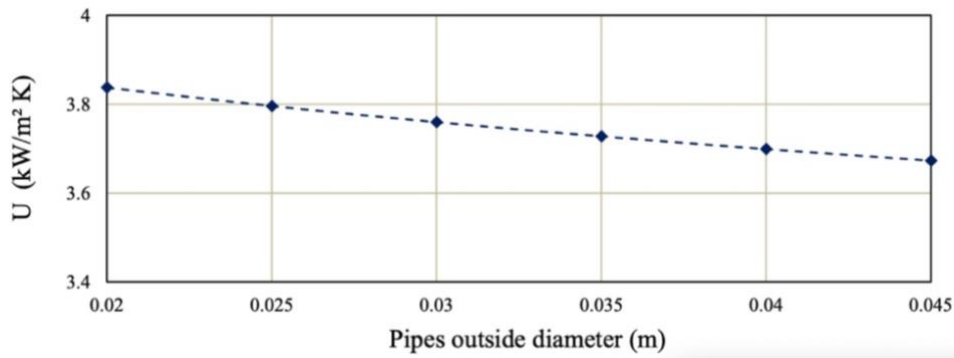


Figura 40: Variação do coeficiente global de transmissão de calor consoante diâmetro dos tubos (Nannarone, Toro, & Enrico, 2017).

Conhecidos os coeficientes globais de transferência de calor, estima-se as áreas de evaporação, uma vez que se conhece a temperatura e a pressão interior. Pelo Gráfico 16, verifica-se que a área do primeiro efeito se mantém constante; pois depende essencialmente das condições de entrada de vapor, que por sua vez são parâmetros fixos. Enquanto os efeitos seguintes as áreas variam consoante a redução ou aumento da temperatura e do vapor de destilado do efeito anterior.

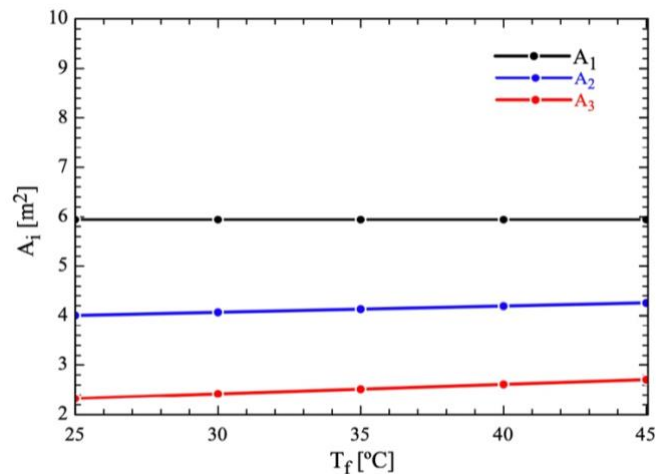


Gráfico 16: Área dos efeitos do sistema com a variação da temperatura de água salgada.

Pode-se discutir ainda a temperatura do vapor à saída do permutador de coleta dos gases de exaustão e verificar a influência para as áreas evaporação dos efeitos, considerando o caudal de alimentação de 5 kg/s inserido a 30 °C, após pré-aquecimento.



O Gráfico 17 indica as áreas de evaporação dos três efeitos e do permutador de coleta dos gases de exaustão consoante a temperatura de vapor que se quer aproveitar. Verifica-se que com o aumento da temperatura de saída do vapor menor é a área do permutador. Por sua vez, o caudal de vapor decresce como visto anteriormente no Gráfico 9, o que implica menor área e menor destilado produzido.

Para complementar, o Gráfico 18 representa a área total do sistema (áreas de evaporação dos efeitos e o permutador dos gases de exaustão) juntamente com o somatório das áreas dos três efeitos, onde se verifica de forma geral a influência da temperatura de vapor para o sistema.

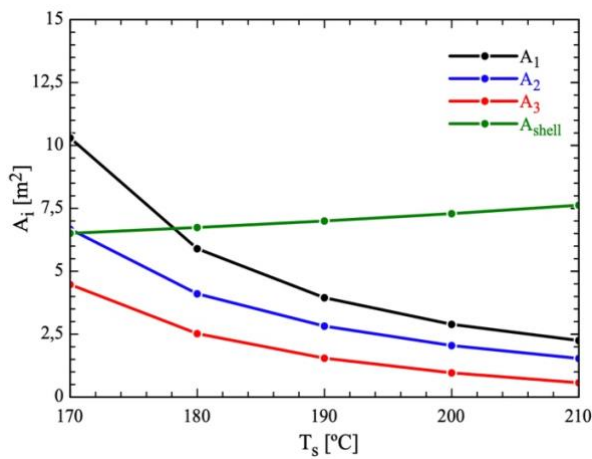


Gráfico 17: Áreas de evaporação dos três efeitos e do permutador de coleta dos gases de exaustão com a variação da temperatura de vapor a saída do permutador de coleta dos gases de exaustão.

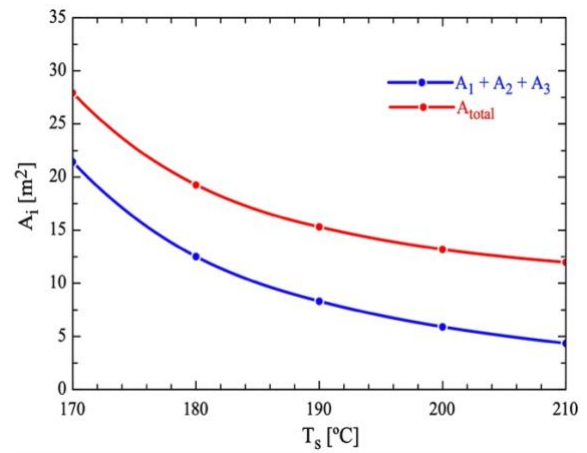


Gráfico 18: Área total do sistema e dos três efeitos com a variação da temperatura do vapor a saída do permutador de coleta dos gases de exaustão.

Uma vez que o aumento da área do permutador de coleta dos gases de exaustão não é acentuada com o aumento da temperatura dos gases, o que aumenta de igual modo o caudal de condensados, entretanto, a área total dos permutadores decresce significativamente com o aumento da temperatura dos gases de exaustão. Sendo assim, manter-se-á a temperatura de operação a 180 °C, com isto consegue-se produzir 1,9 kg/s de destilado, correspondente a uma taxa de recuperação de 38 %, como indica o Gráfico 19 onde se verifica redução do destilado a medida que se aumenta a temperatura do vapor à saída do permutador.

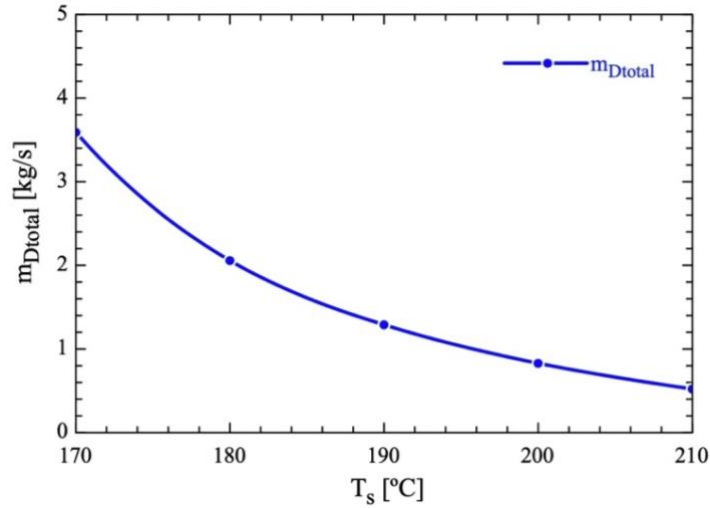


Gráfico 19: Destilado total produzido pelo sistema com a variação da temperatura do vapor a saída do permutador de coleta dos gases de exaustão.

## 9.2. Simulação do sistema de osmose inversa

Para o sistema de osmose inversa, utilizou-se o *software WAVE (Water Application Value Engine)* concebido para simular sistemas de dessalinização de membranas. A análise incidiu na unidade de alta pressão, entre a bomba de alta pressão e os módulos de membranas de osmose inversa, considerando que até chegar à bomba, a água sofre os pré-tratamentos necessários.

Como visto aquando da descrição matemática deste sistema, a sua eficiência depende essencialmente da capacidade de filtração dos módulos e da pressão de alimentação que é aplicada para vencer a pressão osmótica criada pelas concentrações de sais, a pressão osmótica é dada pela equação (55):

$$\pi_{osm} = nRT \sum_i^k m_i \quad (55)$$

$$m_i = \frac{x_i}{M_i} \quad (56)$$

Com,

- R – a constante dos gases (0,082 atm L/g mol K);

- $m_i$  – é a concentração molar de cada componente, aniões e catiões (g);
- $M_i$  – a massa molecular (g/mol);
- $x_i$  – concentrações de sais (mg/L);
- $n$  – o número de aniões.

A pressão de alimentação deve ser tanto maior que a pressão osmótica, para aumentar a taxa de recuperação e melhorar a qualidade do permeado. No geral, para cada 1 000 mg/L de sais presentes na água cria-se aproximadamente 0,77 bar de pressão osmótica. Assim, para 35 521 mg/L será preciso uma pressão no mínimo duas vezes superior que 27,4 bar.

A partir do *software WAVE*, há possibilidade de analisar o desempenho do sistema de osmose inversa considerando a vida útil do mesmo no seu todo, através do parâmetro denominado *flooding factor* que para um sistema antigo é considerado 0,6 e 1 para um sistema novo, para os restantes sistemas considera-se 0,8. Nesta análise considera-se que o sistema é novo.

O sistema pode ser configurado por estágios em série e cada estágio pode ter um ou mais módulos agrupados em série, paralelo ou a combinação de ambos.

Analizou-se inicialmente, sob diferentes regimes de pressão, o funcionamento do sistema com estágio único e um módulo de membrana em espiral do tipo *SW30ULE-440i obsolete 9/2019* cujas características são indicadas no anexo G, alimentado por 50 m<sup>3</sup>/d de água salgada com 35 521 mg/L de concentrações de sais e obteve-se os seguintes resultados:

Pelo Gráfico 20 verifica-se que a medida que se aumenta a pressão de alimentação, a taxa de recuperação aumenta e maior é caudal de permeado produzido. Existe quase uma relação linear de crescimento de 3% da taxa de recuperação para cada 5 bar de pressão que é adicionado, por consequente, como mostra o Gráfico 21, com o aumento do caudal de permeado reduzem as concentrações de sais dissolvidos neste, tornando a água de maior qualidade.

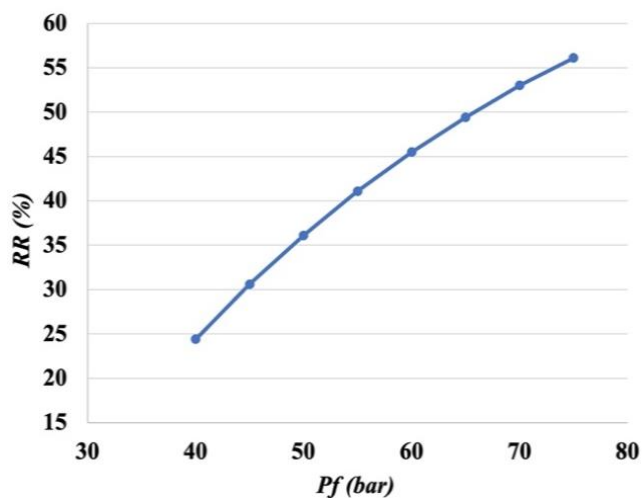


Gráfico 20: Taxa de recuperação do sistema com a variação da pressão de alimentação.

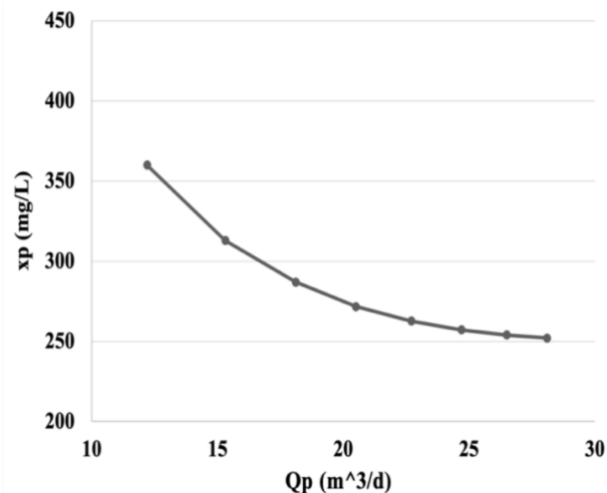


Gráfico 21: Evolução do caudal de permeado e as respectivas concentrações de sais dissolvidos com a variação da pressão de alimentação.

Outro fator condicionante no desempenho do sistema de osmose inversa é a temperatura pela qual a água é pressurizada para os módulos. Para os gráficos anteriores a água salgada foi adicionada ao sistema a 25 °C.

Manteve-se a pressão a 70 bar e verificou-se a influência da variação da temperatura da água salgada. Observou-se que a taxa de recuperação cresce até 9 % de 5 a 30 °C de temperatura, como se pode observar pelo Gráfico 22. Para a mesma variação de temperatura, as concentrações de sais no permeado aumentam até 3,5%, porém, valores inferiores a 500 mg/L de acordo com o Gráfico 23.

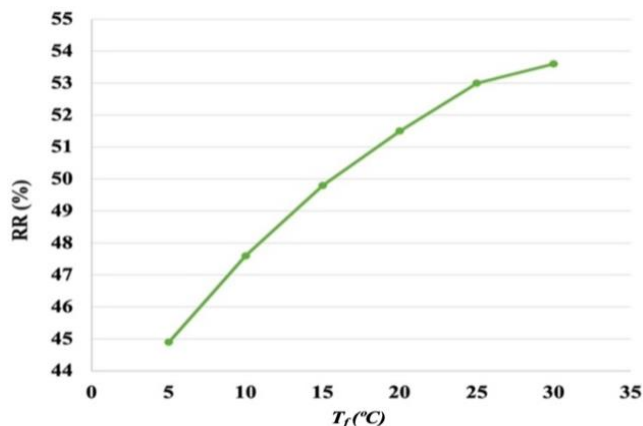


Gráfico 22: Taxa de recuperação do sistema com a variação de temperatura da água de alimentação.

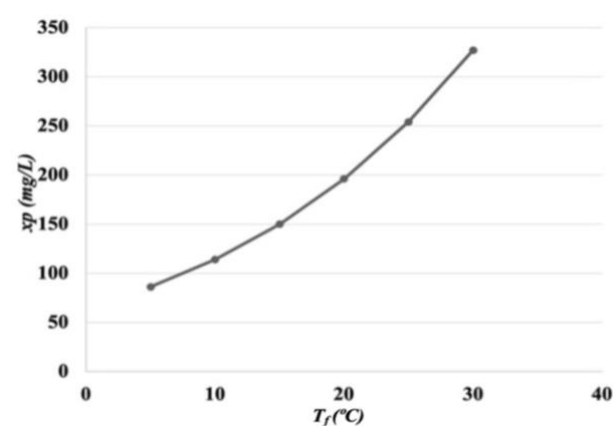


Gráfico 23: Concentrações de sais dissolvidos no permeado com a variação da temperatura de água de alimentação.

Na configuração de dois ou mais módulos em paralelo o caudal de alimentação é dividido pelo número de módulos existente, garantindo assim a mesma qualidade e quantidade de destilado, caso os módulos partilhem das mesmas especificações técnicas. Esta configuração é recomendada quando se tem disponível uma bomba de água salgada de elevada potência. Numa configuração em série, o módulo posterior utiliza o concentrado resultante do módulo anterior como alimentação.

Comparando a resposta do sistema de estágio único de um módulo com o sistema de estágio único de dois módulos em série, verifica-se que se obtém maior caudal de permeado quando se utiliza dois módulos devido a maior taxa de recuperação, como indica o Gráfico 24. O segundo módulo recupera até 20% do concentrado do primeiro, conforme as Tabelas 9 e 10 do apêndice C, as concentrações de sais no permeado do segundo módulo são superiores em relação ao primeiro.

Constatou-se ainda que para pressões inferiores a 50 bar, na configuração de dois módulos em série as concentrações de sais ultrapassam os 500 mg/L estabelecidos pela OMS.

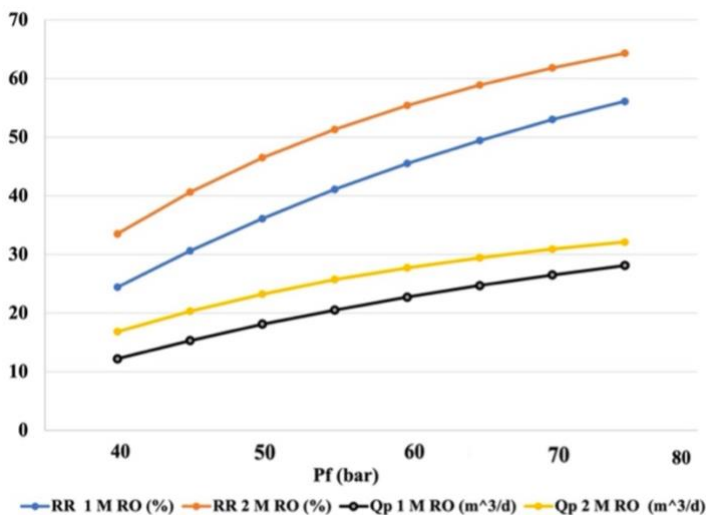


Gráfico 24: Comparação entre caudais de permeado e taxa de recuperação do sistema de estágio único com um e dois módulos de membranas, consoante a variação da pressão de alimentação.

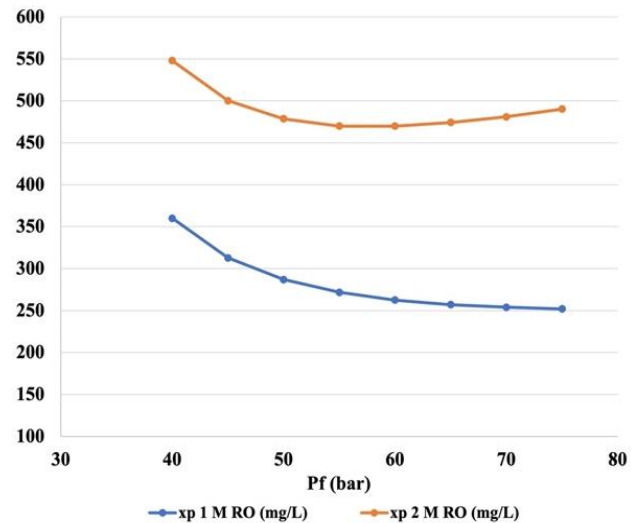


Gráfico 25: Comparação entre as concentrações de sais do sistema de estágio único com um e dois módulos de membranas, consoante a variação da pressão de alimentação.

Desenvolveu-se a equação (57) para determinar a taxa de recuperação dos módulos de RO em série, a primeira parcela representa a taxa de recuperação do último módulo, dada pelo produto entre a razão dos permeados com a taxa de recuperação do primeiro módulo. Para validar a equação calculou-se a taxa de recuperação dos exemplos indicados no apêndice C, confrontando os resultados com as leituras feitas no Gráfico 24 constata-se que são iguais, assim como nos restantes regimes de pressão.

$$RR_t = \frac{\dot{m}_{p2}}{\dot{m}_{p1}} \times RR_1 + RR_1 \quad (57)$$

Para finalizar, analisou-se o desempenho do sistema com um e dois estágios, e cada estágio possui dois módulos em série, sob diferentes caudais de alimentação a 70 bar e 25 °C de temperatura de entrada da água. Nesse quesito, a capacidade da bomba de alta pressão e a área dos módulos são condicionantes ao se definir o caudal de alimentação, entretanto, os parâmetros utilizados encontram-se dentro dos valores especificados pelo fabricante dos módulos escolhidos.

O Gráfico 26, apresenta a taxa de recuperação e o caudal de água produzido para os sistemas de estágio único e o sistema de dois estágios, ambos com dois módulos de

membranas de RO em série. Sendo que o caudal de permeado produzido depende da taxa de recuperação, é intuitivo que a configuração de dois estágios apresente melhor taxa de recuperação para os mesmos regimes de caudais de alimentação, como se pode constatar no Gráficos 26 e 27.

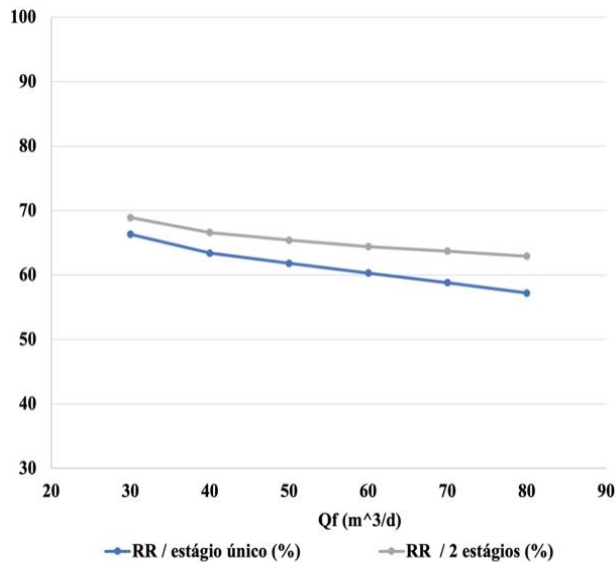


Gráfico 26: Comparação entre a taxa de recuperação dos sistemas de estágio único e de dois estágios, à diferentes regimes de caudais de alimentação.

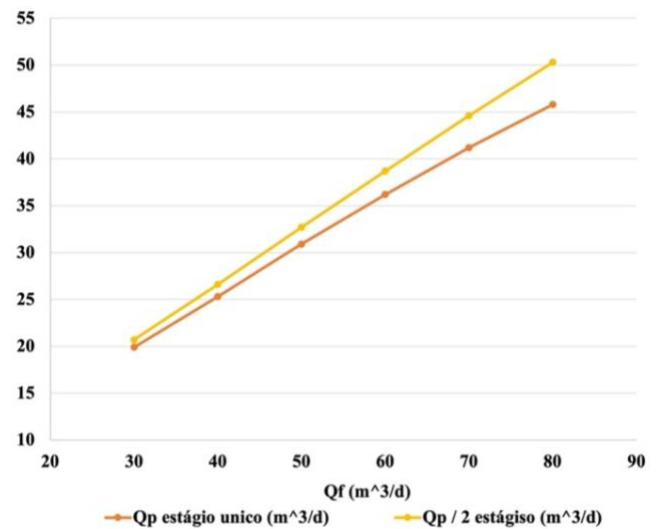


Gráfico 27: Comparação entre os permeados dos sistemas de estágio único e de dois estágios, à diferentes regimes de caudais de alimentação.

De acordo com o Gráfico 28, o permeado do sistema de estágio único possui menores quantidades de sais em relação ao sistema de dois estágios para caudais superiores a  $50 m^3/d$ , e para caudais inferiores as concentrações de sais são superiores a  $500 mg/L$  nas duas situações e a medida que aumenta o caudal reduzem-se as concentrações.

Conclui-se que para configurações de dois ou mais estágios, para se garantir a qualidade de permeado necessita-se de maiores caudais de alimentação, de modo a evitar elevadas concentrações nos módulos e que o permeado destes prejudique o permeado total do sistema, a outra solução, embora não muito prática, é recolher parcialmente o destilado de cada estágio.

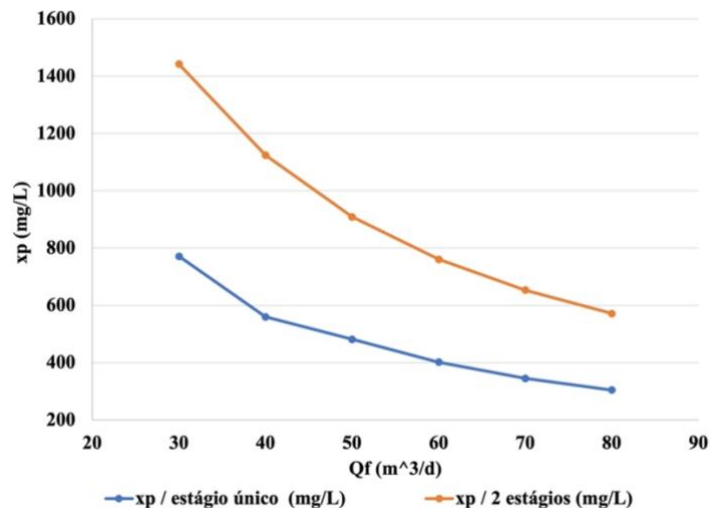


Gráfico 28: Comparação das concentrações de sais entre o sistema de estágios único e o sistema de dois estágios, à diferentes regimes de caudais de alimentação.

Das disposições discutidas, considera-se a configuração de estágio único com um módulo de osmose inversa como a adequada para o objetivo em estudo, tendo em conta as limitações apresentadas. Além de ser menos dispendiosa, esta configuração garante maior fiabilidade dos módulos de osmose inversa e sobretudo a qualidade do permeado, tendo se obtido os resultados indicados na Tabela 10, a potência é determinada de acordo a equação (58), onde:

- $v$  – é o volume específico da água ( $\text{m}^3/\text{kg}$ );
- $\dot{Q}_p$  – o caudal de permeado ( $\text{kg/s}$ );
- $\eta$  – O rendimento da bomba (%).

$$Q = \frac{P_f v \dot{Q}_p}{RR \eta} \quad (58)$$

$P_f$ (bar)	$\dot{Q}_p$ ( $\text{m}^3/\text{dia}$ )	RR (%)	Q (kW)
65	20	45	4,55

Tabela 10: Condições de funcionamento e resultados do sistema de osmose inversa.



### 9.3. Discussão de resultados

Para o sistema de osmose inversa, optou-se pela configuração de estágio único com um módulo de membrana. É a configuração mais simples possível, e para escala de produção que se quer, garante um rendimento aceitável e água de qualidade, além de ser menos dispendiosa comparativamente às outras.

Com este sistema consegue-se produzir até 20 m<sup>3</sup> de água por dia, com uma potência de 4,55 kW, considerando que se trata de um sistema novo, com *flooding factor* de 1 e sem considerar os pré-tratamentos. Considerando as perdas indicadas no anexo C, relativas aos pré-tratamentos do sistema existente a bordo, a potência total do sistema será 5,07 kW. O Gráfico 29 compara os resultados obtidos pelas simulações com os resultados dos sistemas que existem a bordo dos navios da classe Viana do Castelo.

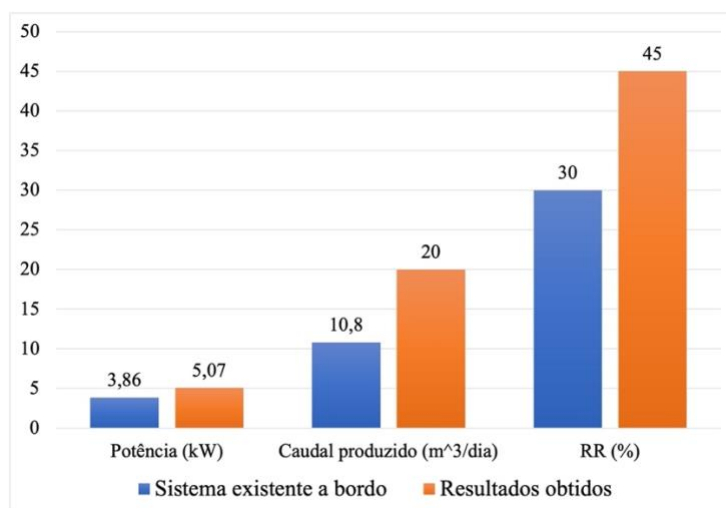


Gráfico 29: Comparação entre os resultados obtidos para o sistema de osmose inversa e os resultados dos sistemas existentes a bordo dos navios Viana do Castelo.

Para a mesma potência, o Gráfico 30 indica os resultados para *flooding factor* de 0,8 referentes a um sistema com algum tempo de operação, pelo que os cálculos a seguir considera-se um sistema com algum tempo de utilização.

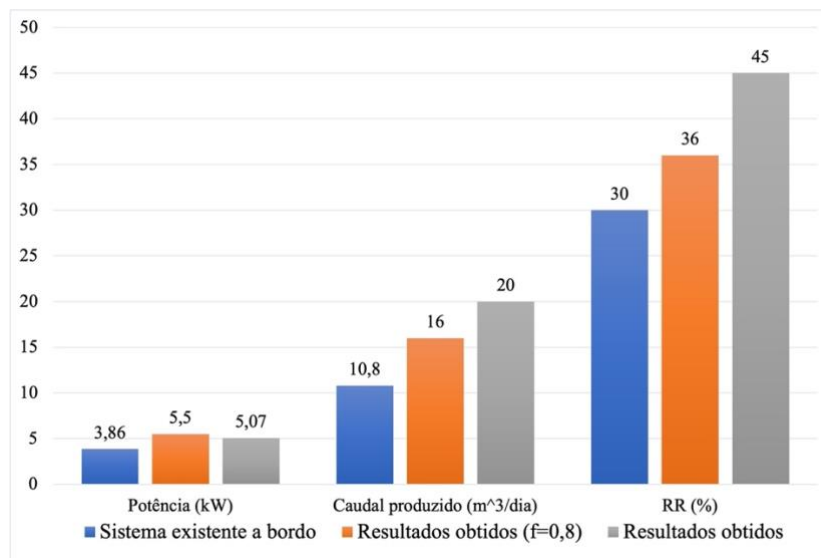


Gráfico 30: Comparação entre os resultados obtidos, considerando sistema mais antigo, para o sistema de osmose inversa e os resultados dos sistemas existentes a bordo dos navios Viana do Castelo

Relativamente ao modelo do sistema de MED desenvolvido, para além das considerações feitas para descrevê-lo matematicamente, foi necessário efetuar algumas simplificações por conta das limitações oferecidas pela biblioteca do *EES* relativamente às propriedades da água salgada e do vapor que resulta.

Optou-se por uma configuração que não reutiliza a salmoura de um efeito como alimentação para o outro, de modo a evitar excesso de concentrações de sais que possam aumentar as corrosões sem vantagens face à abundância de água salgada.

Se garantidas as condições definidas, um sistema de MED consegue produzir até  $163 m^3$  de água por dia, com 38 % de rendimento, para tal necessita de uma potência de 60 kW de energia térmica.

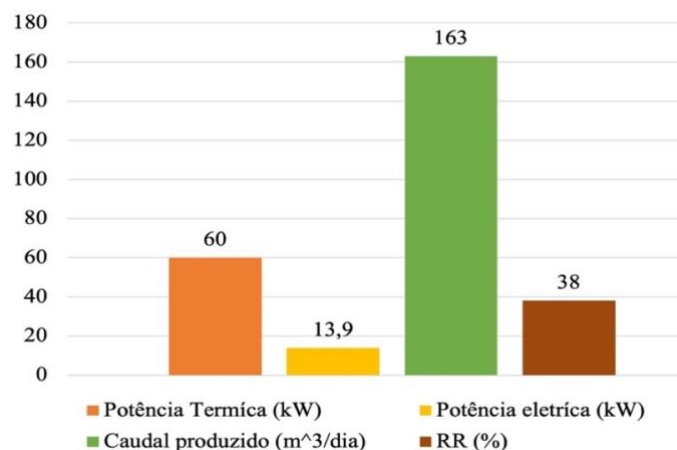


Gráfico 31: Resultados obtidos para o sistema de MED.

Com o navio atracado, dos quatro geradores disponíveis, serão utilizados os dois de ré para alimentar os sistemas de osmose inversa, a funcionar a 75% da carga. Os dois debitam 540 kW de potência elétrica, metade cada, e cada gerador liberta 62 kW de potência térmica que alimenta cada sistema térmico de múltiplos efeitos.

Os sistemas térmicos necessitam de cerca de 28 kW de potência elétrica para funcionarem. Assim o navio tem disponível 512 kW elétricos para dedicar aos sistemas de osmose inversa, como indica a Tabela 11.

Potência elétrica a 75 % da carga (kW)		Nº de sistemas de RO simulado	Nº de sistemas de RO existente a bordo	Potência dos gases de exaustão (kW)	Nº de sistemas de MED
Gerando nº 3	256	47	66	62	1
Gerador nº 4	256	46	66	62	1
Total	512	93	132	124	2

Tabela 11: Resumo da potência disponível a bordo e do número de sistemas que podem ser alimentados.

Por fim, relativamente ao espaço livre a bordo, considerando que o sistema simulado possui as mesmas dimensões que o sistema de osmose inversa existente a bordo, com 2 m por 1,5 m, e definindo uma tolerância de 1 m a volta para manutenções, cada sistema necessitará de 7,5 m² de área. Com isto, o navio consegue albergar quarenta e oito (48) sistemas de osmose inversa, metade para a tolda e outra metade para o convés de voo, ocupando 180 m² dos 184 m² disponíveis em ambos os locais (ver anexo I).

Com a limitação de apenas se conseguir ter quarenta e oito sistemas de osmose inversa a bordo, para utilizar a potência disponível será preciso que a diferença dos sistemas estejam no cais onde o navio estiver atracado, quer se considerar o sistema simulado, quer o já existente a bordo como indica a Tabela 12 e a Tabela 13 respetivamente.

Nº de sistemas de RO simulado		Potência (kW)	Caudal de água produzido (m³/dia)
A bordo	48	264	768
Cais	45	247,5	720
Total	93	511,5	1 488

Tabela 12: Cálculos e organização se considerar o sistema de osmose inversa simulado.

Nº de sistemas de RO existente a bordo		Potência (kW)	Caudal de água produzido (m³/dia)
A bordo	48	185,3	518,4
Cais	84	324,3	907,2
Total	132	509,6	1 426

Tabela 13: Cálculos e organização se considerar o sistema de osmose inversa existente a bordo.

Quanto aos sistemas de MED, estes devem estar localizados o mais próximo possível da casa dos auxiliares a ré (por onde se encontram os geradores nº 3 e nº4) por forma a evitar perdas de calor. Pelo diagrama do anexo I, o local mais próximo e vasto é o paiol de carga que se encontra acima da casa dos auxiliares.

	Nº de sistemas de MED	Potência (kW)	Potência elétrica (kW)	Caudal de água produzido (m³/dia)
-----	1	60	13,9	163
	1	60	13,9	163
Total	2	120	27,8 kW	326

Tabela 14: Resultados dos sistemas de MED.

## 10. Conclusão

Para aplicação deste estudo, considera-se adequada a classe de navios Viana do Castelo, tendo em conta as suas missões de apoio humanitário. Estudou-se os sistemas de dessalinização com base nos modelos matemáticos e simulações computacionais, avaliou-se o desempenho dos mesmos tendo como limitação principal a bordo, a potência elétrica disponível, a potência térmica libertada pelos gases de exaustão e o espaço livre existente.

É apresentado como solução a combinação de noventa e três (93) sistemas de osmose inversa e dois (2) sistemas de múltiplos efeitos. Dos sistemas de osmose, quarenta e oito (48) estarão a bordo do navio, metade na tolda e outra metade no convés de voo e os restantes quarenta e cinco (45) sistemas devem estar no cais junto ao navio atracado. Enquanto os dois sistemas de múltiplos efeitos devem estar no paiol de carga.

Em vinte e quatro horas de funcionamento, os sistemas de osmose inversa podem produzir até  $1\,488\text{ m}^3$  de água, enquanto os dois sistemas de MED garantem até  $326\text{ m}^3$ . Totalizando assim,  $1\,814\text{ m}^3$  de água por dia, o que permite a um navio fornecer 20 litros de água a 90 700 pessoas.

Os objetivos definidos foram alcançados, considerando o caso particular apresentado, com um navio consegue-se alimentar uma vez e meia a cidade de Faro com quantidade suficiente de água potável para satisfazer as primeiras necessidades da população.



## Referências bibliográficas

- Akers, W., Deans, H. A., & Crosser, O. K. (1958). Condensing Heat Transfer within Horizontal Tubes. (Chemical Engineering Progress Symposium Series, 55, 171–176.), 171-176.
- Alasfour, F. N. (2020). *Introduction to Desalination: Systems, Processes and Environmental Impacts* (Vol. I). Kuwait: Wiley-VCH.
- Al-Hotmani, O. M., Al-Obaidi, M. A., John, Y. M., Patel, R., & Mujtaba, I. M. (Setembro de 2020). Scope and Limitations of the Mathematical Models Developed for the Forward Feed Multi-Effect Distillation Process (Review). *MDPI*.
- Al-Jabr, A. H. (2016). *Optimum selection ions of renewable energy powered desalination systems*. In Partial Fulfillment of the Requirements for the Dregree of Mater of Science in Mechanical engineering , King Fahd University of Petroleum and Minerals , Dhahran, Saudi Arabia .
- Al-Karaghoul, A. (2013). Energy consumption and water production cost of conventional and renewable-energy-powered desalination processes. *Elsevier Ltd*.
- Al-Karaghoul, A., Renne, D., & Kazmerski, L. L. (2009). Solar and wind opportunities for water desalination in the Arab regions. *Elsevier Ltd*. (National Renewable Energy Laboratory, Golden, CO 80401, USA).
- Al-Mutaz, I. S. (2000). Water Desalination In The Arabian Gulf Region. Em M. F. Goosen, & W. H. Shayya, *Water Management, Purification and Conservation in Arid Climates* (pp. 245-265). Saudi Arabia: M. F.A Goosen and W. H. Shayya Technomic Publisher Co.
- Amorim, P., Moreno, A., Angélico, M. M., Silva, A., & Marques, E. H. (2019). *Campanha de rastreio acústico pelago- SÉRIE PNAB/DCF*. Instituto Português do Mar e Atmosfera. Lisboa: IP.

- Brito, C. P., & Camargo, M. T. (2010). *Estudo e modelagem do processo de transferência de massa durante a dessalinização de água por eletrodialise*. Tese de fim de curso, Escola Politécnica da Universidade de São Paulo, Departamento de Engenharia Química, São Paulo.
- Clayton, R. (2015). Desalination for water supply. *Foundation for Water Research*.
- Dashtpour, R., & Al-Zubaidy, S. N. (Agosto de 2012). Energy Efficient Reverse Osmosis Desalination Process. (International Journal of Environmental Science and Development, Vol. 3, No. 4).
- Dastgerdi, H. R., Whittaker, P. B., & Chua, H. T. (Maio de 2016). New MED based desalination process for low grade waste heat.
- Delyannis, E., & Belessiotis, V. (2010). Desalination: The recent development path. *Elsevier*, 206-213.
- El-Dessouky, H. T., Ettouney, H. M., & Mandani, F. (2000). Performance of parallel feed multiple effect evaporation system for seawater desalination. *Elsevier Science Ltd.(Applied Thermal Engineering)*, 1679-1706.
- Esteves, P. M. (2018). *Avaliação da recuperação da energia de bordo, sua armazenagem e utilização em navios da Marinha Portuguesa*. Escola Naval, Dissertação para obtenção do grau de Mestre em Ciências Militares Navais, na especialidade de Engenharia Naval no Ramo de Mecânica, Almada.
- Frantz, C., & Seifert, B. (2015). Thermal analysis of a multi effect distillation plant powered by a solar tower plant. *Elsevier Ltd*.
- Gaio, S. S. (2016). *Produção de água potável por dessalinização: tecnologias, mercado e análise de viabilidade económica*. Dissertação de Mestrado, Universidade de Lisboa, Departamento de Engenharia Geográfica, Geofísica e Energia, Lisboa.
- Holman, J. P. (2010). Condensation and Boiling Heat Transfer. Em *Heat transfer Tenth edition* (p. 487.551). Nova Iorque: McGraw-Hill.



- Jiang, A., Ding, Q., Wang, J., Jiangzhou, S., Cheng, W., & Xing, C. (Junho de 2014). Mathematical Modeling and Simulation of SWRO Process Based on Simultaneous Method. *Hindawi Publishing Corporation*.
- Jones, E., Qadir, M., Vliet, M. T., Smakhtin, V., & Kang, S. (2019). The state of desalination and brine production: A global outlook. *Elsevier(Science of the Total Environment)*, 1343-1356.
- Khawaji, A. D., Kutubkhanah, I. K., & Wie, J. M. (2017). Advances in seawater desalination technologies.
- Kim, N. H., Youn, B., & Webb, R. L. (1999). Air-Side Heat Transfer and Friction Correlations for Plain Fin-and-Tube Heat Exchangers With Staggered Tube Arrangements. *Journal of Heat Transfer*, 662-667.
- Krishna, H. J. (s.d.). Introduction to Desalination Technologies. 1.
- L. Keulen, L. v. (s.d.). Membrane distillation against a pressure difference.
- Levy, J. d. (2008). *Novas fontes de abastecimento de água – Reutilização e Dessalinização*. Portugal: Eco Serviços .
- Maheswari, K., Murugavel, K. K., & Esakkimuthu, G. (2015). Thermal desalination using diesel engine exhaust waste heat — An experimental analysis. *Elsevier(Desalination)*, 94-100.
- Mistry, K. H., Antar, M. A., & Lienhard V, J. H. (8 de Junho de 2012). An improved model for multiple effect distillation. (EDS conference Barcelona).
- Murthy, Z., & Gupta, S. K. (1996). Estimation of mass transfer coefficient using a combined nonlinear membrane transport and film theory model. *Elsevier(Desalination )*, 39.49.
- Mutaz, I. S., & Wazeer, I. (2014). Comparative performance evaluation of conventional multi-effect evaporation desalination processes. *Elsevier*.

- Nannarone, A., Toro, C., & Enrico, S. (Julho de 2017). Multi-Effect Distillation Desalination Process: Modeling and Simulation. *Research Gate*(The 30th international conference on efficiency, cost, optimization, simulation and environmental impact of energy systems).
- Panchal, H. (2016). Experimental Analysis of Diesel Engine Exhaust Gas Coupled With Water Desalination for Improved Potable Water Production. (International Journal of Ambient Energy).
- Rezakazemi, M., Khajeh, A., & Mesbah, M. (2017). Membrane filtration of wastewater from gas and oil production.
- Semiat, R. (22 de Março de 2000). Desalination: Present and Future. *Tandfonline*, 25(Water International), 54-65.
- Seoudy, A., Lotfy, A. H., & Saleh, I. (May de 2008). Simulation Of A Reverse Osmosis Seawater Desalination Plant, Part 1: Theoretical Modeling Of A Real Plant And Its Validation. *AMME*(13th International Conference on Applied Mechanics and Mechanical Engineering), 464-482.
- Seoudy, A., Lotfy, H., & Saleh, I. (2008). *Simulation of a reverse osmosis sewerwater desalination plant Part 1: Theoretical modeling of a real plant and its validation*. 13th International Conference on Applied Mechanics and Mechanical Engineering, Military Technical College Kobry El-Kobbah, Cairo, Egypt.
- Sommarva, C. (30 de janeiro de 2007). Utilisation of power plant waste heat steams to enhance efficiency in thermal desalination. *Elsevier e Science Direct*.
- Talbi, M., & b, B. A. (s.d.). Energy recovery from diesel engine exhaust gases for performance enhancement and air conditioning. *Elsevier Science Ltd*(Applied Thermal Engineering 22 (2002) 693–702), 694-701.
- Tanaka, H., & Park, C.-D. (2010). Distillation utilizing waste heat from a portable electric generator. *Elsevier* (Desalination), 136–142.

- Wang, C.-C., Chi, K.-Y., & Chang, C.-J. (1999). Heat transfer and friction characteristics of plain  $\phi$ n-and- tube heat exchangers, part II: Correlation. *International Journal of Heat and Mass Transfer* , 2693-2700.
- WHO. (2007). Desalination for Safe Water Supply. *Geneva*.
- Youssef, P. G., AL-Dadah, R. K., & Mahmoud, S. M. (2014). Comparative Analysis of Desalination Technologies. *Elsevier Ltd*(The 6th International Conference on Applied Energy – ICAE2014), 2604-2607.
- Zhang, H., Wang, E., & Fan, B. (2013). Heat transfer analysis of a finned-tube evaporator for engine exhaust heat recovery. *Elsevier*(Energy Conversion and Management), 438-447.
- Zhao, T., Niu, R., Su, M., & Anderson, T. (2011). Steady State and Dynamic Modeling of RO Desalination Modules and System using EES. *ICRA Communications*(IEEE International Conference on Robotics and Automation).



## Apêndices

### Apêndice A: Simulação do sistema de MED, considerando o caudal de alimentação

O caudal de alimentação de água salgada é um parâmetro importante para avaliação do sistema, é fundamental para se perceber o intervalo admissível para o sistema, e nesse intervalo determinar o ponto de equilíbrio de funcionamento. Testou-se o desempenho do sistema para caudais de 3 a 6 kg/s com diferenças sucessivas de 0,25 kg/s.

Tendo se verificado que para caudais inferiores a 4 kg/s, a taxa de recuperação é para além de 70%, sendo que para 3 kg/s os caudais individuais de salmoura são negativos para o primeiro e segundo efeito, em termos práticos significa evaporação completa da água salgada, devido o excesso de carga térmica. Causando desequilíbrio para o sistema, e solidificação rápida das concentrações de sais e criam-se incrustações.

Com base a energia disponível e quantidade de destilado que se quer produzir, considera-se adequado um caudal de 5 kg/s, uma vez que para caudais superiores a este verifica-se reduções acentuadas de destilado como mostram os Gráficos 32 e 33.

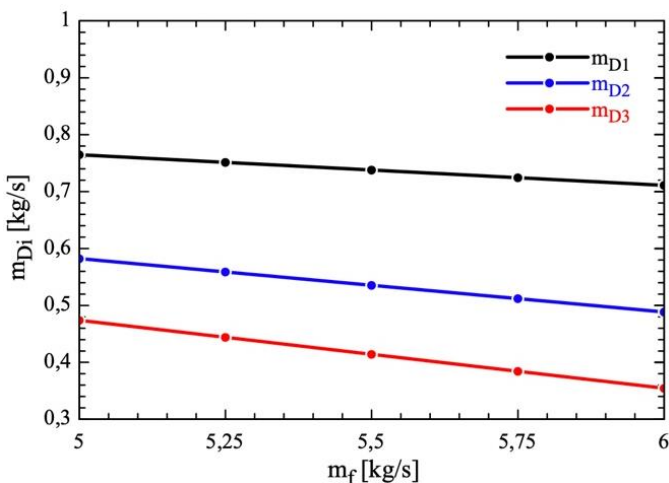


Gráfico 32: Destilado dos três efeitos com a variação do caudal de alimentação.

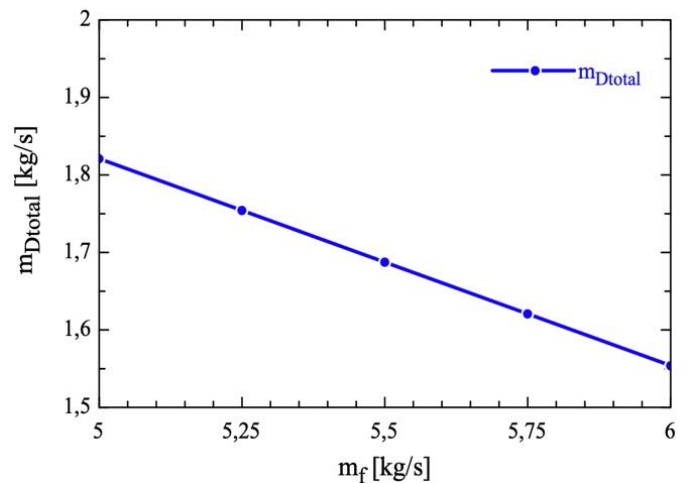


Gráfico 33: Destilado total do sistema com a variação do caudal do de alimentação.

Em cada efeito, o destilado é cada vez inferior a medida que se aumenta o caudal de alimentação, ou seja, a carga térmica é insuficiente. Sendo assim, para maior caudal de alimentação necessita-se de um aumento proporcional do caudal de vapor.

Com a redução do caudal de destilado, maior será o caudal de salmoura rejeitado pelo sistema, como indicado no Gráfico 34. Entre tanto, os efeitos posteriores tendem a possuir maiores caudais em relação aos que recebem maior potência. Como tal, é expectável que as concentrações de sais presentes sejam cada vez reduzidas, como se verifica pelo Gráfico 35.

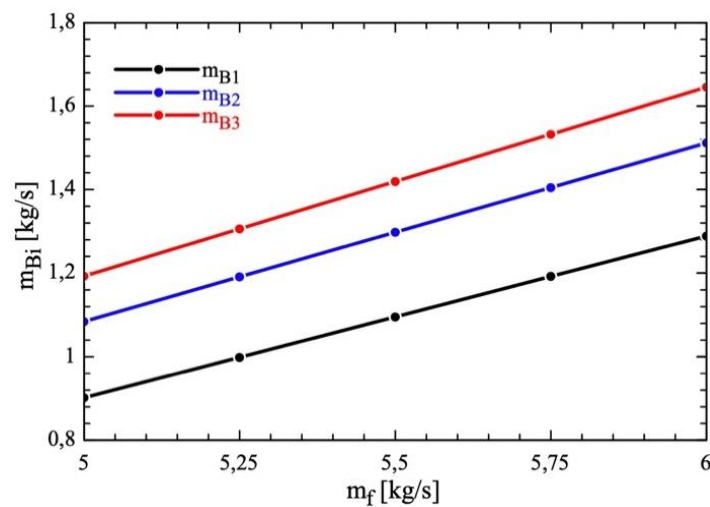


Gráfico 34: Caudal salmoura rejeitado consoante o caudal de alimentação.

Para determinado caudal de alimentação, a quantidade de salmoura rejeitada bem como as concentrações de sais espelham a taxa de recuperação. Pelo Gráfico 36, em contraste com o Gráfico 35, se pode verificar que quanto menor a taxa de recuperação, menores são as concentrações de sais na salmoura.

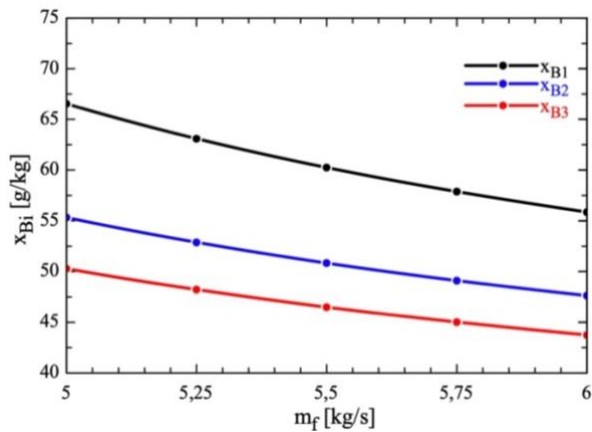


Gráfico 35: Concentrações de sais presentes na salmoura rejeitada pelos três efeitos.

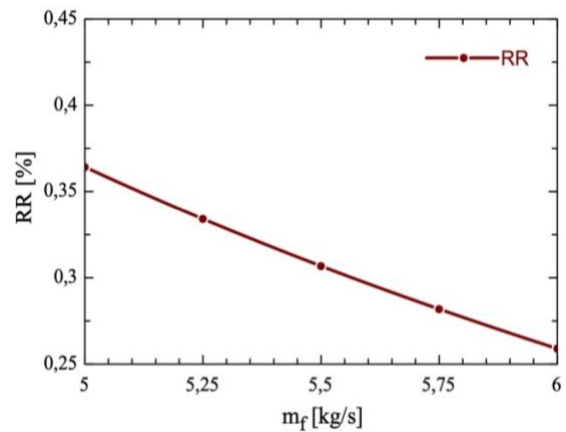


Gráfico 36: Taxa de recuperação do sistema com a variação do caudal de alimentação.

E como se pode observar pelo Gráfico 37, com aumento do caudal de alimentação a taxa de recuperação do sistema reduz, em consequência o consumo específico é cada vez maior.

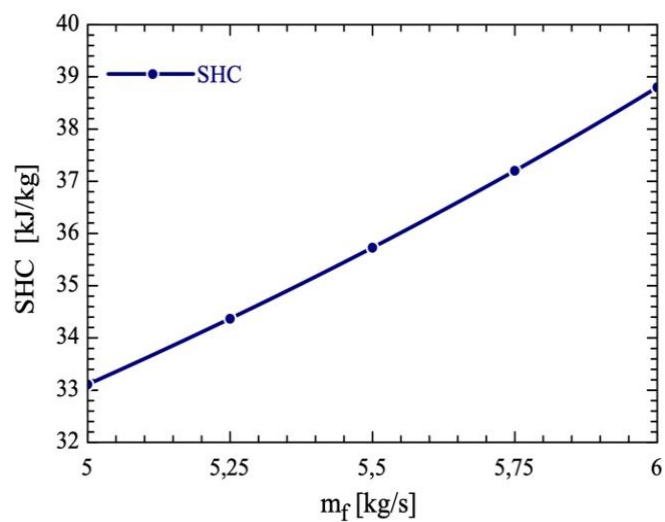


Gráfico 37: Consumo específico do sistema com a variação do caudal de água salgada.

## Apêndice B: Determinação do coeficiente global de transferência de calor

Os processos de trocas de calor por convecção associados a mudanças de fase de um fluido são fenómenos bastante complexos e não passíveis de tratamento analítico simples. Ao longo dos anos muitas relações empíricas, das mais complexas às mais simplificadas, foram desenvolvidas para estimar os coeficientes de transferência de calor de fluidos em escoamento forçado no interior de tubos. Os fenómenos de condensação e ebulição da água são os exemplos de maior interesse para os objetivos deste trabalho.

Num tubo horizontal, o fluxo de calor é dado pela equação (59):

$$q = \frac{2\pi L(T_i - T_w)}{\frac{1}{r_i h_i} + \frac{\ln(r_i/r_e)}{k} + \frac{1}{r_e h_e}} \quad (59)$$

Considerando que a espessura dos tubos do permutador são finos, ou seja, o diâmetro interior e exterior são aproximadamente iguais, logo a condutividade do material ( $k$ ) é elevada, desta forma a equação (59) pode ser expressa por:

$$q = \frac{2\pi r_i L(T_i - T_w)}{\frac{1}{h_i} + \frac{1}{h_e}} \quad (60)$$

Para um sistema de convecção forçada, a taxa de transferência de calor depende das condições de vapor e das condensações resultante nas paredes dos tubos. Na equação (60)  $h_e$  é o coeficiente de convecção exterior e pode ser determinado pela equação (61) que por sua vez são valores muito elevados, como indica o anexo F.

$$h_e = 2,54(\Delta T_x)^3 e^{p/1,551} \quad (61)$$

Onde:

- $\Delta T_x = (T_w - T_{sat})$  – é a diferença de temperatura entre a superfície e o líquido saturado (°C);
- $p$  – é a pressão de operação do sistema (Mpa).



Relativamente ao coeficiente interior, (Holman, 2010) apresentou uma expressão empírica para estimar coeficiente de transferência de calor para condensação de vapor de água no interior de tubos horizontais.

$$h_i = 0,555 \left[ \frac{\rho(\rho - \rho_v) g k^3 h'_{fg}}{\mu d (T_{sat} - T_w)} \right]^{\frac{1}{4}} \quad (62)$$

Onde as propriedades dos condensados: condutividade térmica ( $k$ ) e a viscosidade dinâmica ( $\mu$ ) são avaliadas à temperatura do filme, enquanto a entalpia ( $h_{fg}$ ) e a densidade de vapor ( $\rho_v$ ) são avaliados à temperatura de saturação ( $T_{sat}$ ), com a entalpia modificada de vaporização dada pela equação (63):

$$h'_{fg} = h_{fg} + 0,375 c_{p,l} (T_{sat} - T_w) \quad (63)$$

Sendo  $\rho \gg \rho_v$ , então pode se fazer a seguinte aproximação:

$$\rho(\rho - \rho_v) \approx \rho^2 \quad (64)$$

Desta forma a equação (62) pode ser escrita pela equação (65).

$$h_i = 0,555 \left[ \frac{\rho^2 g k^3 h'_{fg}}{\mu d (T_g - T_w)} \right]^{\frac{1}{4}} \quad (65)$$

Nesse caso o coeficiente global de transferência de calor pode ser determinado pela equação (66):

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{h_e} + \frac{1}{h_i} \quad (66)$$

Os valores dos coeficientes de transferência de calor referidos no capítulo 9, Tabela 9 são determinados através desta expressão.

## Apêndice C: Validação da equações da taxa de recuperação dos módulos de RO em série.

A Tabela 15 e a Tabela 16 indicam os resultados obtidos aquando da simulação com dois módulos de membranas em série, para um caudal de alimentação de 50 m<sup>3</sup>/d a pressão de 70 e 55 bar, respetivamente. Para validar a equação (57), determinou-se a taxa de recuperação total para cada caso, confrontando os resultados obtidos com as leituras feitas no apresentado inicialmente, constata-se que são exatamente iguais, assim como nos restantes regimes de pressão.

$$RR_t = \frac{4,43}{26,5} \times 53,1 + 53,1 = 61,1\% \quad (67)$$

RO Flow Table (Element Level) - Pass 1

Stage	Element	Element Name	Recovery (%)	Feed Flow (m <sup>3</sup> /d)	Feed Press (bar)	Feed TDS (mg/L)	Conc Flow (m <sup>3</sup> /d)	Perm Flow (m <sup>3</sup> /d)
1	1	SW30ULE-440i (obsolete 9/2019)	53.1	49.8	69.5	35,630	23.4	26.5
1	2	SW30ULE-440i (obsolete 9/2019)	18.9	23.5	69.5	75,457	19.0	4.43

Tabela 15: Resultados de simulação do sistema de estágio único com dois módulos de RO a 70 bar e 25°C.

$$RR_t = \frac{4,14}{20,5} \times 41,2 + 41,2 = 51,3\% \quad (68)$$

Stage	Element	Element Name	Recovery (%)	Feed Flow (m <sup>3</sup> /d)	Feed Press (bar)	Feed TDS (mg/L)	Conc Flow (m <sup>3</sup> /d)	Perm Flow (m <sup>3</sup> /d)
1	1	SW30ULE-440i (obsolete 9/2019)	41.2	49.9	54.5	35,606	29.4	20.5
1	2	SW30ULE-440i (obsolete 9/2019)	17.5	29.4	54.5	60,221	24.3	5.14

Tabela 16: Resultados da simulação do sistema de estágio único com dois módulos de RO a 55 bar e 25°C.

## Apêndice D: Programa e Resultados das simulações do sistema de MED

```
"Permutador dos gases de exaustao"
Tg_in=321[C]
Tg_out=250[C]
P_g=200[kpa]

T_w=150[C]
T_s=180[C]
P_w=200[kpa]
P_s=200[kpa]

hg_in=Enthalpy(Air;T=Tg_in);
hg_out=Enthalpy(Air;T=Tg_out);

h_w=Enthalpy(Water;T=T_w;P=P_w);
h_s=Enthalpy(Water;T=T_s;P=P_s);
h_Ts=Enthalpy_vaporization(Water;T=T_s);

"Potência dos gases de exaustao"
rho_g=Density(Air;T=Tg_in;P=P_g)
v_g=42[m3/min]
m_g=(v_g*rho_g)/60;
cp_g=1,05;
cp_s=Cp(Steam;T=T_s;P=P_s)
Q_s=m_g*cp_g*(Tg_in-Tg_out)

"Caudal de vapor "
rho_s=Density(Water;T=25;P=P_w)
m_s=m_g*((hg_in-hg_out)/(h_s-h_w));

DELTAT_1=Tg_in-T_s;
DELTAT_2=Tg_out-T_w;
DELTAT_lm=(DELTAT_1-DELTAT_2)/(ln(DELTAT_1/DELTAT_2));

U=0,075 [kw/m2 C];
A_shell=Q_s/(U*DELTAT_lm); "Área do permutador"

"Condições de entrada da água salgada "
m_f=5[kg/s];
T_f=30[C]
x_f=36[g/kg]
P_f=200[kpa];
h_f=Enthalpy(Water;T=T_f;P=P_f)

m_f1=m_f/3;
m_f2=m_f1;
m_f3=m_f2;

"Temperaturas dos efeitos "
T_1=130[C];
T_3= 70[C]
DELTAT=(T_1-T_3)/2;
T_2=T_3+DELTAT;

BPE_1=SW_BPE(T_1; x_f)
BPE_2=SW_BPE(T_2; x_f)
BPE_3=SW_BPE(T_3; x_f)

T_v1=T_1+BPE_1;
T_v2=T_2+BPE_2;
T_v3=T_3+BPE_3;

"Pressao no interior dos efeitos "
P_sat1 = SW_Psat(T_1;x_f)/1000;
P_sat2 = SW_Psat(T_2;x_f)/1000;
P_sat3 = SW_Psat(T_3;x_f)/1000;
```

#### "Viscosidade "

```
mu_1=Viscosity(Steam;T=T_1;P=P_s)
mu_2=Viscosity(Steam;T=T_2;P=P_s)
mu_3=Viscosity(Steam;T=T_2;P=P_s)
```

#### "Condutividade "

```
k_1=Conductivity(Steam;T=T_1;P=P_s)
k_2=Conductivity(Steam;T=T_2;P=P_s)
k_3=Conductivity(Steam;T=T_3;P=P_s)
```

#### "Coeficientes de conveccao"

```
d=0,03[m];
h_i1=0,555*(((rho_s^2)*9,8*h_fg1*(k_3^3))/(mu_1*d*(T_v1-T_2)))^0,25
h_i2=0,555*(((rho_s^2)*9,8*h_fg2*(k_2^3))/(mu_2*d*(T_v2-T_2)))^0,25
h_i3=0,555*(((rho_s^2)*9,8*h_fg3*(k_3^3))/(mu_3*d*(T_v3-T_3)))^0,25
```

```
DELTATx=50;
y=(P_s/1000)/1,551;
x=exp(y);
h_e=2,54*((DELTATx)^3)*x
```

#### "Coeficientes globais de transferencia de calor "

```
U_1=(h_i1*h_e)/(h_i1+h_e)/1000;
U_2=(h_i2*h_e)/(h_i2+h_e)/1000;
U_3=(h_i3*h_e)/(h_i3+h_e)/1000;
```

#### "Entalpias "

```
h_Tv1=Enthalpy(Water;T=T_1;P=P_sat1);
h_T1=Enthalpy_vaporization(Water;T=T_1);
```

```
h_Tv2=Enthalpy(Water;T=T_2;P=P_sat2);
h_T2=Enthalpy_vaporization(Water;T=T_2);
```

```
h_Tv3=Enthalpy(Water;T=T_3;P=P_sat3);
h_T3=Enthalpy_vaporization(Water;T=T_3);
```

```
h_fg1=h_Tv1+0,375 *cp_s*(T_s-T_1);
h_fg2=h_Tv2+0,375 *cp_s*(T_1-T_2);
h_fg3=h_Tv3+0,375 *cp_s*(T_2-T_3);
```

#### "Caudais de destilado "

```
m_D1=((m_s*h_s/h_Tv1)-(m_f1*y_1));
m_D2=(m_D1*(h_Tv1/h_Tv2))-(m_f2*y_2);
m_D3=(m_D2*(h_Tv2/h_Tv3))-(m_f3*y_3);
m_Dtotal=m_D1+m_D2+m_D3;
```

#### "Taxas de evaporação"

```
cp=SW_SpcHeat(T_f; x_f; P_f/1000)/1000;
y_1=cp*(T_1-T_f)/h_Tv1;
y_2=cp*(T_2-T_f)/h_Tv2;
y_3=cp*(T_3-T_f)/h_Tv3;
```

#### "Caudais de salmoura"

```
m_B1=m_f1-m_D1
m_B2=m_f2-m_D2
m_B3=m_f3-m_D3
```

#### "Sais rejeitados por efeitos "

```
x_B1=(m_f1*x_f)/m_B1
x_B2=(m_f2*x_f)/m_B2
x_B3=(m_f3*x_f)/m_B3
m_Btotal=m_B1+m_B2+m_B3;
```

"Calor Latente"

```
L_h1=SW_LatentHeat(T_1; x_f)/1000;  
L_h2=SW_LatentHeat(T_2; x_f)/1000;  
L_h3=SW_LatentHeat(T_3; x_f)/1000;
```

"Área de evaporação"

```
A_1=(m_s*(h_s-h_Ts))/(U_1*(T_s-T_1));  
A_2=(m_D1*(h_Tv1-h_T1))/(U_2*(T_1-T_2));  
A_3=(m_D2*(h_Tv2-h_T2))/(U_3*(T_2-T_3));
```

"Indicadores de desempenho"

```
A_efeitos=A_1+A_2+A_3;  
A_total=A_1+A_2+A_3+A_shell;  
GR=m_Dtotal/m_s;  
RR=m_Dtotal/m_f;  
SHC=Q_s/m_Dtotal;
```

## Tabela paramétrica com a temperatura da água salgada o parâmetro variável

Parametric Table: Table 2 (T f)

	$T_f$	$m_f$	$A_1$	$A_2$	$A_3$	$A_{shell}$	$A_{total}$	$\Delta T$	$\Delta T_1$	$\Delta T_2$
	[C]	[kg/s]	[m <sup>2</sup> ]	[m <sup>2</sup> ]	[m <sup>2</sup> ]	[m <sup>2</sup> ]	[m <sup>2</sup> ]	[C]	[C]	[C]
Run 1	25	5	5,944	4,007	2,327	6,838	19,12	30	141	100
Run 2	30	5	5,944	4,07	2,422	6,838	19,27	30	141	100
Run 3	35	5	5,944	4,132	2,517	6,838	19,43	30	141	100
Run 4	40	5	5,944	4,195	2,613	6,838	19,59	30	141	100
Run 5	45	5	5,944	4,258	2,708	6,838	19,75	30	141	100

Parametric Table: Table 2 (T f)

	$\Delta T_{lm}$	GR	$hg_{in}$	$hg_{out}$	$h_{i1}$	$h_{i2}$	$h_{i3}$	$h_w$	$h_f$	$h_s$
	[C]		[kJ/kg]	[kJ/kg]	[J/kg]	[J/kg]	[J/kg]	[kJ/kg]	[kJ/kg]	[kJ/kg]
Run 1	119,3	1,892	601,2	527,2	2747	3569	3661	2769	104,9	2830
Run 2	119,3	1,967	601,2	527,2	2747	3569	3661	2769	125,8	2830
Run 3	119,3	2,042	601,2	527,2	2747	3569	3661	2769	146,8	2830
Run 4	119,3	2,117	601,2	527,2	2747	3569	3661	2769	167,7	2830
Run 5	119,3	2,192	601,2	527,2	2747	3569	3661	2769	188,6	2830

Parametric Table: Table 2 (T f)

	$h_{T1}$	$h_{T2}$	$h_{T3}$	$h_{Ts}$	$h_{Tv1}$	$h_{Tv2}$	$h_{Tv3}$	$m_{B1}$	$m_{B2}$	$m_{B3}$
	[kJ/kg]	[kJ/kg]	[kJ/kg]	[kJ/kg]	[kJ/kg]	[kJ/kg]	[kJ/kg]	[kg/s]	[kg/s]	[kg/s]
Run 1	2174	2257	2333	2015	2721	2676	2626	0,8898	1,063	1,166
Run 2	2174	2257	2333	2015	2721	2676	2626	0,8777	1,039	1,128
Run 3	2174	2257	2333	2015	2721	2676	2626	0,8656	1,014	1,09
Run 4	2174	2257	2333	2015	2721	2676	2626	0,8534	0,9893	1,053
Run 5	2174	2257	2333	2015	2721	2676	2626	0,8413	0,9645	1,015

Parametric Table: Table 2 (T f)

	$m_{Btotal}$	$m_{D1}$	$m_{D2}$	$m_{D3}$	$m_{Dtotal}$	$m_{f1}$	$m_{f2}$	$m_{f3}$	$m_g$	$m_s$	$Q_s$
	[kg/s]	[kg/s]	[kg/s]	[kg/s]	[kg/s]	[kg/s]	[kg/s]	[kg/s]	[kg/s]	[kg/s]	[kW]
Run 1	3,119	0,7769	0,6033	0,5006	1,881	1,667	1,667	1,667	0,8209	0,9941	61,2
Run 2	3,045	0,789	0,6279	0,5384	1,955	1,667	1,667	1,667	0,8209	0,9941	61,2
Run 3	2,97	0,8011	0,6527	0,5762	2,03	1,667	1,667	1,667	0,8209	0,9941	61,2
Run 4	2,895	0,8133	0,6774	0,614	2,105	1,667	1,667	1,667	0,8209	0,9941	61,2
Run 5	2,821	0,8254	0,7021	0,6519	2,179	1,667	1,667	1,667	0,8209	0,9941	61,2

Parametric Table: Table 2 (T f)

	RR	SHC	$T_s$	$U$	$U_1$	$U_2$	$U_3$	$x_{B1}$	$x_{B2}$
		[kJ/kg]	[C]	[kW/m <sup>2</sup> -C]	[kW/m <sup>2</sup> -C]	[kW/m <sup>2</sup> -C]	[kW/m <sup>2</sup> -C]	[g/kg]	[g/kg]
Run 1	0,3761	32,54	180	0,075	2,727	3,534	3,624	67,43	56,42
Run 2	0,3911	31,3	180	0,075	2,727	3,534	3,624	68,36	57,76
Run 3	0,406	30,15	180	0,075	2,727	3,534	3,624	69,32	59,17
Run 4	0,4209	29,08	180	0,075	2,727	3,534	3,624	70,31	60,65
Run 5	0,4359	28,08	180	0,075	2,727	3,534	3,624	71,32	62,21

Parametric Table: Table 2 (T f)

	$x_{B3}$
	[g/kg]
Run 1	51,45
Run 2	53,18
Run 3	55,02
Run 4	57
Run 5	59,13



## Tabela paramétrica com caudal de água salgada de alimentação o parâmetro variável

**Parametric Table: Table 1(m, f)**

	$m_f$ [kg/s]	$A_1$ [m <sup>2</sup> ]	$A_2$ [m <sup>2</sup> ]	$A_3$ [m <sup>2</sup> ]	$A_{shell}$ [m <sup>2</sup> ]	$A_{total}$ [m <sup>2</sup> ]	$\Delta T$ [C]	$\Delta T_1$ [C]	$\Delta T_2$ [C]	$\Delta T_{im}$ [C]
Run 1	5	5,944	4,007	2,327	6,838	19,12	30	141	100	119,3
Run 2	5,25	5,944	3,941	2,24	6,838	18,96	30	141	100	119,3
Run 3	5,5	5,944	3,875	2,154	6,838	18,81	30	141	100	119,3
Run 4	5,75	5,944	3,808	2,068	6,838	18,66	30	141	100	119,3
Run 5	6	5,944	3,742	1,981	6,838	18,51	30	141	100	119,3

**Parametric Table: Table 1(m, f)**

	GR	$hg_{in}$ [kJ/kg]	$hg_{out}$ [kJ/kg]	$h_{i1}$ [J/kg]	$h_{i2}$ [J/kg]	$h_{i3}$ [J/kg]	$h_w$ [kJ/kg]	$h_f$ [kJ/kg]	$h_s$ [kJ/kg]	$h_{T1}$ [kJ/kg]
Run 1	1,892	601,2	527,2	2747	3569	3661	2769	104,9	2830	2174
Run 2	1,828	601,2	527,2	2747	3569	3661	2769	104,9	2830	2174
Run 3	1,764	601,2	527,2	2747	3569	3661	2769	104,9	2830	2174
Run 4	1,699	601,2	527,2	2747	3569	3661	2769	104,9	2830	2174
Run 5	1,635	601,2	527,2	2747	3569	3661	2769	104,9	2830	2174

**Parametric Table: Table 1(m, f)**

	$h_{T2}$ [kJ/kg]	$h_{T3}$ [kJ/kg]	$h_{Ts}$ [kJ/kg]	$h_{TV1}$ [kJ/kg]	$h_{TV2}$ [kJ/kg]	$h_{TV3}$ [kJ/kg]	$m_{B1}$ [kg/s]	$m_{B2}$ [kg/s]	$m_{B3}$ [kg/s]	$m_{Btotal}$ [kg/s]
Run 1	2257	2333	2015	2721	2676	2626	0,8898	1,063	1,166	3,119
Run 2	2257	2333	2015	2721	2676	2626	0,986	1,169	1,278	3,433
Run 3	2257	2333	2015	2721	2676	2626	1,082	1,275	1,39	3,747
Run 4	2257	2333	2015	2721	2676	2626	1,178	1,381	1,502	4,061
Run 5	2257	2333	2015	2721	2676	2626	1,275	1,486	1,614	4,374

**Parametric Table: Table 1(m, f)**

	$m_{D1}$ [kg/s]	$m_{D2}$ [kg/s]	$m_{D3}$ [kg/s]	$m_{Dtotal}$ [kg/s]	$m_{f1}$ [kg/s]	$m_{f2}$ [kg/s]	$m_{f3}$ [kg/s]	$m_g$ [kg/s]	$m_s$ [kg/s]	$Q_s$ [kW]	RR
Run 1	0,7769	0,6033	0,5006	1,881	1,667	1,667	1,667	0,8209	0,9941	61,2	0,3761
Run 2	0,764	0,5809	0,4721	1,817	1,75	1,75	1,75	0,8209	0,9941	61,2	0,3461
Run 3	0,7512	0,5585	0,4435	1,753	1,833	1,833	1,833	0,8209	0,9941	61,2	0,3188
Run 4	0,7383	0,5361	0,415	1,689	1,917	1,917	1,917	0,8209	0,9941	61,2	0,2938
Run 5	0,7255	0,5137	0,3865	1,626	2	2	2	0,8209	0,9941	61,2	0,2709

**Parametric Table: Table 1(m, f)**

	SHC [kJ/kg]	$T_f$ [C]	$T_s$ [C]	$U$ [kW/m <sup>2</sup> ·C]	$U_1$ [kW/m <sup>2</sup> ·C]	$U_2$ [kW/m <sup>2</sup> ·C]	$U_3$ [kW/m <sup>2</sup> ·C]	$x_{B1}$ [g/kg]	$x_{B2}$ [g/kg]	$x_{B3}$ [g/kg]
Run 1	32,54	25	180	0,075	2,727	3,534	3,624	67,43	56,42	51,45
Run 2	33,68	25	180	0,075	2,727	3,534	3,624	63,9	53,89	49,3
Run 3	34,91	25	180	0,075	2,727	3,534	3,624	60,99	51,77	47,49
Run 4	36,23	25	180	0,075	2,727	3,534	3,624	58,56	49,98	45,95
Run 5	37,65	25	180	0,075	2,727	3,534	3,624	56,49	48,44	44,62

## Apêndice D: Resultados e configuração da simulação do sistema de osmose inversa

Cations

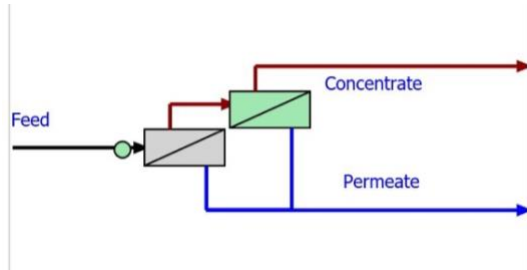
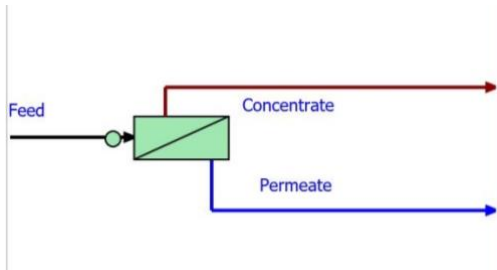
Symbol	mg/L	ppm CaCO <sub>3</sub>	meq/L
NH <sub>4</sub>	0.000	0.000	0.000
K	390.000	499.178	9.975
Na	10,752.000	23,404.675	467.686
Mg	1,295.000	5,332.768	106.562
Ca	416.000	1,038.881	20.760
Sr	13.000	14.850	0.297
Ba	400.000	291.530	5.826

**Total Cations: 13,266.000 611.105**

Anions

Symbol	mg/L	ppm CaCO <sub>3</sub>	meq/L
CO <sub>3</sub>	0.000	0.000	0.000
HCO <sub>3</sub>	0.000	0.000	0.000
NO <sub>3</sub>	0.000	0.000	0.000
Cl	19,345.000	27,306.621	545.657
F	1.000	2.634	0.053
SO <sub>4</sub>	2,701.000	2,814.131	56.234
PO <sub>4</sub>	0.000	0.000	0.000
Br	66.000	41.336	0.826

**Total Anions: 22,113.000 602.769**



Product Specifications

Element	Active Area	Pressure	Flow	Rejection(%)	Conc. (ppm)	Salt	Recovery (%)	Diameter
BW30-2540	28 (2.6)	225 (15.5)	1000 (3.8)	98	2000	NaCl	15	2.5
TW30HP-4611	24.5 (2.3)	225 (15.5)	1200 (4.54)	99	2000	NaCl	5	4.6
Seamaxx™-440	440 (40.9)	800 (55.2)	17,000 (64.3)	99.70	32000	NaCl	8	8
Seamaxx™-440i	440(40.9)	800 (55.2)	17,000(64.3)	99.7	32000	NaCl	8	8
SW30XFR-400/34	400 (37.2)	800 (55.2)	7500(28.4)	99.8	32000	NaCl	8	8
SW30XFR-400/34i	400 (37.2)	800 (55.2)	7500(28.4)	99.80	32000	NaCl	8	8
SW30XLE-400	400 (37.2)	800 (55.2)	9,000 (34.1)	99.80	32000	NaCl	8	8
SW30XLE-400i (obsolete)	400 (37.2)	800 (55.2)	9,000 (34.1)	99.80	32000	NaCl	8	8
SW30XLE-440	440 (40.9)	800 (55.2)	9,900 (37.5)	99.80	32000	NaCl	8	8
SW30XLE-440i	440 (40.9)	800 (55.2)	9,900 (37.5)	99.80	32000	NaCl	8	8
SW30ULE-400 (obsolete)	400 (37.2)	800 (55.2)	11,000 (41.6)	99.7	32000	NaCl	8	8
SW30ULE-400i (obsolete)	400 (37.2)	800 (55.2)	11,000 (41.6)	99.7	32000	NaCl	8	8
SW30ULE-440 (obsolete)	440 (40.9)	800 (55.2)	12,000 (45.4)	99.70	32000	NaCl	8	8
SW30ULE-440i (obsolete)	440 (40.9)	800 (55.2)	12,000 (45.4)	99.70	32000	NaCl	8	8
SW30HRLE-370/34	370 (34.4)	800 (55.2)	6,700 (25.3)	99.8	32000	NaCl	8	8
SW30HRLE-370/34i	370 (34.4)	800 (55.2)	6,700 (25.3)	99.8	32000	NaCl	8	8
SW30HRLE-400	400 (37.2)	800 (55.2)	7,500 (28.4)	99.80	32000	NaCl	8	8
SW30HRLE-400i (obsolete)	400 (37.2)	800 (55.2)	7,500 (28.4)	99.80	32000	NaCl	8	8
SW30HRI F-440	440 (40.9)	800 (55.2)	8,000 (30.2)	99.80	32000	NaCl	8	8

Active Area units: square feet (square meter)  
 Pressure units: psi (bar)  
 Flow units: gallons per day (cubic meters per day)  
 Double-click on a row above to select the appropriate product

OK

Cancel



## Apêndice E: Modelo matemático do sistema de MSF

O sistema de MSF de passagem única (*once-through*) é constituído por um permutador de calor de alta (*TLFH - Thermal Load Feed Heater*) que aquece a água de alimentação antes de ser pressurizada para o primeiro estágio à temperatura  $T_0$  denominada *Top Brine Temperature* (TBT) entre 90 °C e 110 °C e pela secção de recuperação de calor (*HRS - Heat Recovery Section*) composta por uma série de estágios, e tal como no sistema de MED a carga térmica é proveniente de uma fonte externa.

Cada estágio possui um condensador de tubos situado na parte superior, que serve também de canal de passagem da água de alimentação, e por intermédio da troca de calor com esta, o vapor produzido é condensado.

O sistema é de evaporação instantânea (*flashing*), este fenómeno depende da baixa pressão no interior das células. A baixa pressão é criada pelo sistema de vácuo, através de um ejetor, reduz a temperatura de saturação da água e força-a evaporar mais rápido do que pelo processo de ebulição.

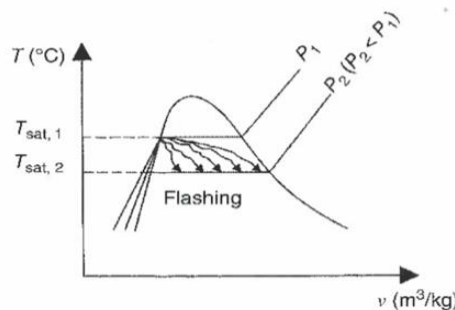


Figura 41: Processo de evaporação instantânea (Alasfour, 2020).

O controlo de temperatura e de pressão garantem o seu desempenho, em contrapartida, são mais suscetíveis a criarem incrustações em relação aos sistema MED, o que condiciona o consumo energético e a eficiência, principalmente nas grandes instalações. A técnica mais utilizada para remover as incrustações ( $CaCO_3$  e  $Mg(OH)_2$ ) é a remoção dos iões de bicarbonato (Alasfour, 2020).

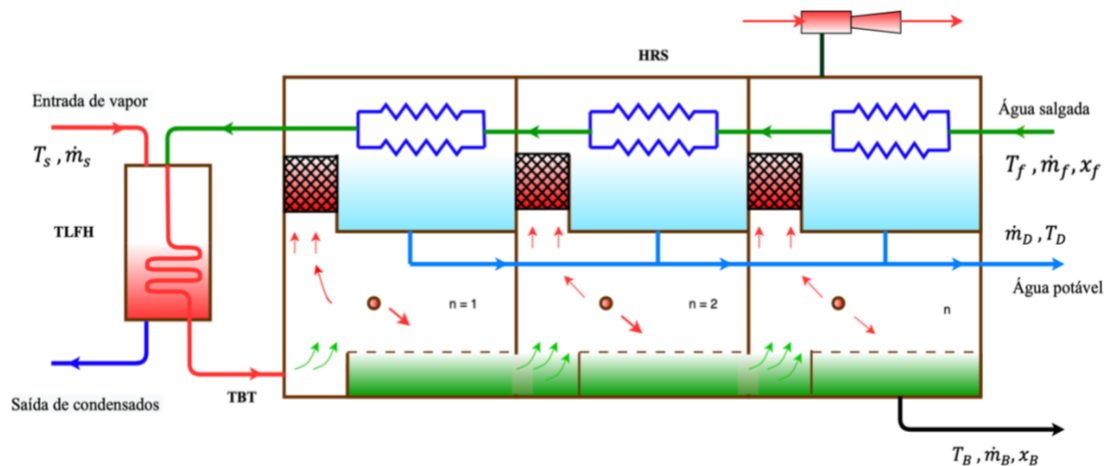


Figura 42: Esquema do sistema de funcionamento do sistema de MSF de passagem única.

Cada estágio possui ainda um desembaçador térmico, *demister* na denominação inglesa, dispositivo que evita condensações numa superfície, colocado entre as zonas de evaporação e condensação, permite a passagem do vapor e evita que este condense na zona de evaporação.

Será apresentado um modelo de três estágios sob as seguintes considerações:

- Processo de fluxo constante, energia cinética e potencial desprezíveis;
- Sistema adiabático (evaporadores e o condensador adiabáticos);
- A evaporação e condensação ocorrem em zonas separadas no interior do estágio;
- A perda de temperatura é constante entre estágios;
- Calor específico, salmoura e destilado, constante;
- Coeficiente de transmissão de calor constante;
- As perdas de calor, de massa para o sistema de vácuo são desprezíveis;
- O calor latente é apenas função da temperatura;
- As perdas por atrito nas tubagens e os gases não condensáveis são desprezíveis;
- A concentração de sais no destilado final é nula.

### Primeiro estágio (n = 1)

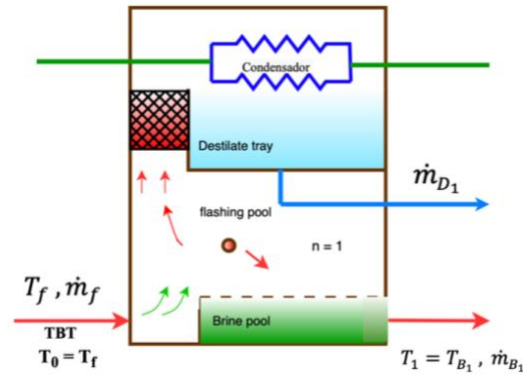


Figura 43: Esquema do primeiro estágio do sistema de MSF passagem única.

Equilíbrio mássico:

$$\dot{m}_f = \dot{m}_{D1} + \dot{m}_{B1} \quad (69)$$

Equilíbrio de salinidade:

$$\begin{aligned} \dot{m}_f x_f &= \dot{m}_{B1} x_{B1} \\ x_{B1} &= \frac{\dot{m}_f x_f}{\dot{m}_{B1}} \end{aligned} \quad (70)$$

Balço energético para a zona de evaporação:

$$Q - W = \sum \dot{m}_e h_e - \sum \dot{m}_i h_i$$

$$W = 0; \sum \dot{m}_e h_e = 0$$

$$0 = \dot{m}_{B1} h_{T1} + \dot{m}_{D1} h_{VT1} - \dot{m}_f h_{Tf}$$

$$\dot{m}_{D1} (h_{VT1} - h_{T1}) = \dot{m}_f (h_{T1} - h_{Tf})$$

$$\dot{m}_{D1} = \frac{\dot{m}_f c_p (T_f - T_1)}{\lambda_{V1}}$$

$$\dot{m}_{D_1} = \dot{m}_f y_1 \quad (71)$$

Com  $y_1$  a taxa de evaporação:

$$y_1 = \frac{c_P (T_f - T_1)}{\lambda_{v_1}} \quad (72)$$

Substituindo a equação (69) na equação (71), a quantidade de salmoura que alimenta o próximo estágio pode ser expressa por:

$$\begin{aligned} \dot{m}_{B_1} &= \dot{m}_f - \dot{m}_f y_1 \\ \dot{m}_{B_1} &= \dot{m}_f (1 - y_1) \end{aligned} \quad (73)$$

Sendo assim a equação (70) das concentrações de sais desta pode ser determinada:

$$\begin{aligned} x_{B_1} &= \frac{\dot{m}_f x_f}{\dot{m}_f (1 - y_1)} \\ x_{B_1} &= \frac{x_f}{(1 - y_1)} \end{aligned} \quad (74)$$

## Segundo estágio (n = 2)

Equilíbrio de mássico:

$$\dot{m}_{B_1} = \dot{m}_{D_2} + \dot{m}_{B_2} \quad (75)$$

Equilíbrio de salinidade:

$$\begin{aligned} \dot{m}_{B_1} x_{B_1} &= \dot{m}_2 x_{B_2} \\ x_{B_2} &= \frac{\dot{m}_{B_1} x_{B_1}}{\dot{m}_{B_2}} \end{aligned} \quad (76)$$



$$x_{B_1} = \frac{x_{B_1}}{1 - y_2} \quad (80)$$

**Para o enésimo estágio (n)**

Balanço de mássico:

Destilado:

$$\dot{m}_{D_n} = \dot{m}_{B_{n-1}} y_n \quad (81)$$

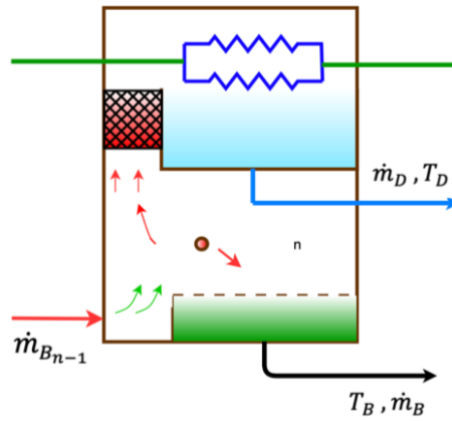


Figura 45: Esquema do último estágio do sistema de MSF de passagem única.

Salmoura:

$$\begin{aligned} \dot{m}_{B_n} &= \dot{m}_{B_{n-1}} (1 - y_n) \\ \dot{m}_{B_n} &= \dot{m}_f (1 - y_1)(1 - y_2)(1 - y_3) \dots (1 - y_n) \end{aligned} \quad (82)$$

Com a taxa de evaporação dada por:

$$y_n = \frac{c_P (T_{n-1} - T_n)}{\lambda_n} \quad (83)$$

Para  $\lambda_n$  e  $\Delta T$  constante, a equação (82) pode ser expressa:

$$\dot{m}_{B_n} = \dot{m}_f (1 - n)^n \quad (84)$$

Salinidade:

$$\dot{m}_{B_{n-1}} x_{B_{n-1}} = \dot{m}_{B_n} x_{B_n} \quad (85)$$

Área de troca de calor:

$$Q = AU\Delta T \quad (86)$$

A diferença de temperatura entre estágios é dada por:

$$\Delta T = \frac{TBT - T_n}{n} \quad ; \quad TBT = T_0 = T_f \quad (87)$$

Indicadores de desempenho.

Ganho:

$$GR = \frac{\dot{m}_{D_{total}}}{\dot{m}_s} \quad (88)$$

Taxa de recuperação:

$$RR = \frac{\dot{m}_{D_{total}}}{\dot{m}_f} \quad (89)$$

Consumo específico:

$$SHC = \frac{\dot{m}_s \lambda_s}{\dot{m}_{D_{total}}} \quad (90)$$





## **Anexos**

### **Anexo A: Sistema de dessalinização da classe Vasco da Gama**

#### **Circuitos principais do sistema**

- Circuito de água quente geradora de vapor;
- Circuito de água salgada de alimentação;
- Circuito de vácuo;
- Circuito de água destilada.

#### **Sistema vaporizador-destilador**

Dos quatro circuitos apresentados fazem parte os equipamentos

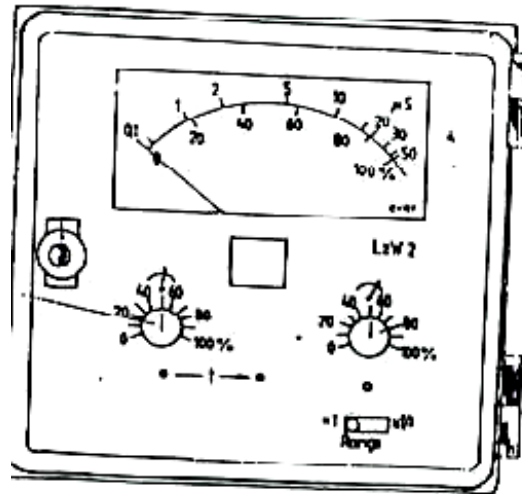
- Bomba externa de circulação água salgada;
- Circuito de água salgada de alimentação;
- Circuito de água quente;
- Vaporizador;
- Condensador;
- Ejetor e circuito de vácuo;
- Bomba de destilados;
- Salinómetro;
- Célula medidora de salinidade;
- Válvula solenoide;
- Circuito de água destilada;
- Filtro mineralizador.

#### **Bomba de água doce**

- Tipo: WEIR DVx80/4b – 440V, 60HZ trifásica.
- RPM: 1700
- Sentido Rotação – contrário aos ponteiros do relógio

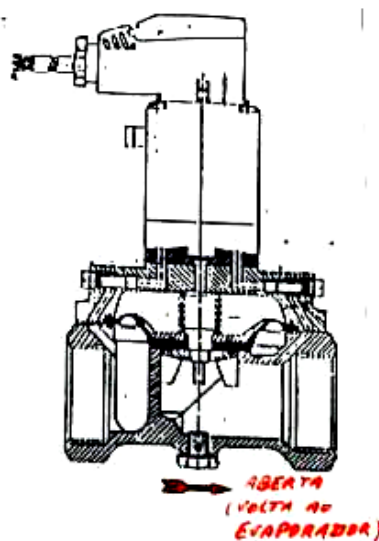
## Salinómetro

O salinómetro possui um compensador automático de temperatura e um indicador visual e acústico, que opera consoante o valor definido pelo utilizador.



## Válvula solenoide

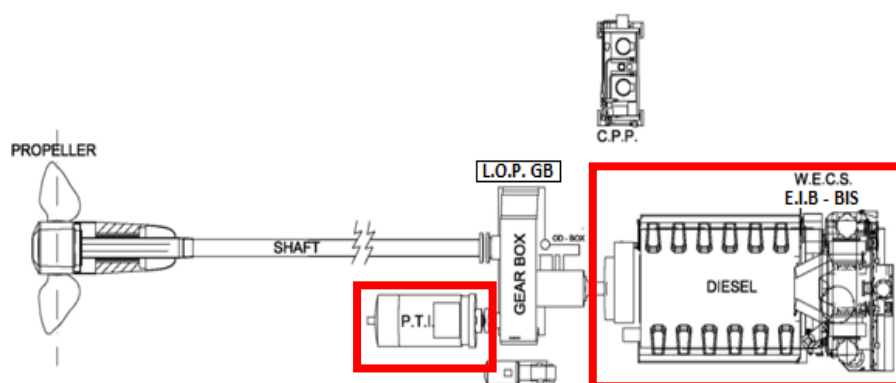
A válvula solenóide é do tipo normalmente aberta para permitir o retorno do permeado com salinidade elevada para a câmara de vaporização. Quando a salinidade está compreendida tá ao nível definido a válvula solenóide fecha e permite a passagem do destilado para a linha da bomba de água destilada.



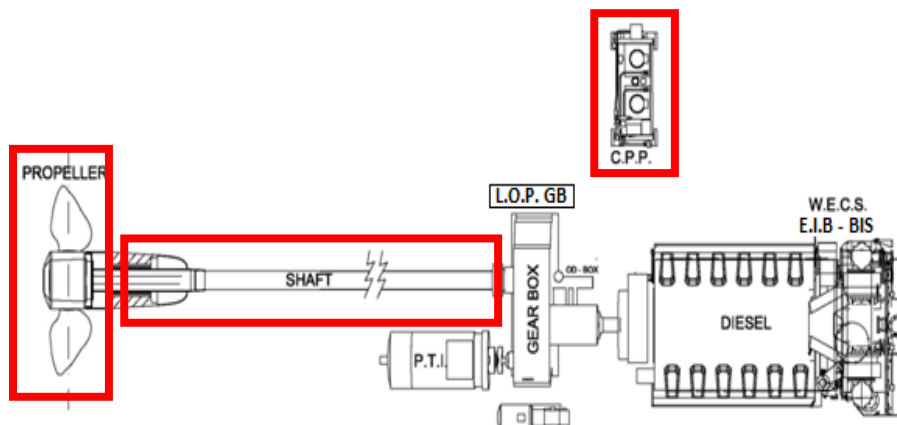
## Anexo B: Sistema de Propulsão e energia da classe Viana do Castelo

### Instalação propulsora

- 2 x Motor Diesel Propulsor (DE – Diesel Engine): WARTSILA W12V26A2 (3900KW) (3,44/1)
- 2 x Motor Elétrico Propulsor (EM – Electric Motor): MARELLI MOTOR B5M 355 LD6 (300KW) (2,42/1)



- 2 x Linha de Veios (SL – Shaft Line)
- 2 x Hélice de Passo Variável (CPP – Control Pitch Propeller) WARTSILA HPP2-15-1123



## Anexo C: Manual do operador do sistema de osmose inversa da classe Viana do Castelo

### Parâmetros admissíveis da água salgada



Membrane Filtration Unit

400-4

#### 446 Water Feed Analysis

Guideline to sea water and pure water quality at membrane filtration

		Feed Water (Sea Water)	Pure Water Results	Max. Limits according to WHO- restrictions	Salt Rejection [%]
Conductivity at 25 °C	[µS/cm]	48000-50000			-
Dissolved Solids TDS	[ppm]	35000-36000		1000	-
Silicate SiO <sub>2</sub>	[ppm]	0.1	less than detection limit		98-99
pH Range		7.5-7.9	6.5-6.8	6.5-8.5	-
Turbidity (NTU=Nephelometric turbidity units)	[NTU]	3 (max.)	0.1-0.2	5	-
Silt Density Index SDI	[%/min]	20 (max.)	0.5-1		-
Free Chlorine Cl <sub>2</sub>	[ppm]	0	0		-
<b>CATIONS</b> [ppm]					
Sodium	Na <sup>+</sup>	10750	180	200	98.3
Potassium	K <sup>+</sup>	390	7.5		98.1
Magnesium	Mg <sup>++</sup>	1295	3.5	(hardness: max. 500 mg/l as CaCO <sub>3</sub> )	99.7
Calcium	Ca <sup>++</sup>	420	2.2	(hardness: max. 500 mg/l as CaCO <sub>3</sub> )	99.5
Strontium	Sr <sup>++</sup>	13	less than detection limit		-
<b>ANIONS</b> [ppm]					
Chloride	Cl <sup>-</sup>	20500	240	250	98.8
Bromine	Br <sup>-</sup>	65	1.0		98.5
Fluorine	F <sup>-</sup>	1-2	<dl		-
Sulfate	SO <sub>4</sub> <sup>==</sup>	2700	3.4	400	99.9
Bicarbonate	HCO <sub>3</sub> <sup>-</sup>	150	0.9	(hardness: max. 500 mg/l as CaCO <sub>3</sub> )	99.4
<b>TRACE ELEMENTS</b> [ppm]					
Iron	Fe <sup>++</sup>	0.002-0,02	less than detection limit	0.3	-
Manganese	Mn <sup>++</sup>	0.001-0,01	less than detection limit	0.1	-
Aluminum	Al <sub>3</sub> <sup>+</sup>	0.16-1,9	less than detection limit	0.2	-
Barium	Ba <sup>+</sup>	0.05	less than detection limit		-
Rubidium	Rb <sup>+</sup>	0.2	less than detection limit		-
Lithium	Li <sup>+</sup>	0.1	less than detection limit		-
<b>SOLUTE GAS</b> [ppm]					
Oxygen	O <sub>2</sub>	0-9	0-5		50
Nitrogen	N <sub>2</sub>	8-15	4-8		50
Carbonic Acid	CO <sub>2</sub>	35-60	15-30		50
Argon	Ar	0.2-0.4	0.1-0.2		50



## B) OPERATING

### 320 Commissioning

**Before commissioning the plant, please take note of the following:**

*First read the safety remarks on the first pages of this manual!*

LIMITS OF PERFORMANCE	
Maximum flow rates	Feed: 1200 l/h per module Permeate: 310 l/h per module <i>Note:</i> High feed flow will cause an unacceptable pressure loss across the DT modules and a higher ampere loading on the HP pump motor
Operating pressure	65 bar
Maximum operating pressure	74 bar

Before first commissioning the plant, the following checks must be made:

ASSEMBLY	CHECKS BEFORE FIRST COMMISSIONING
<b>Control cabinet</b>	
- Check voltage	The voltage must be checked across each two phases: <i>from L1 to L2</i> <i>from L1 to L3</i> <i>from L2 to L3</i>
- Check frequency	
- Check control voltage	The plant must only be operated at the ratings it was designed for.
<b>DT Modules</b>	Check torque loading. (refer to chapter 551)
<b>Pressure switches</b> PS150, PS170 and PS180	Check correct settings (for adjustment see chapter 522 in the section for "Maintenance, Cleaning and Calibration").

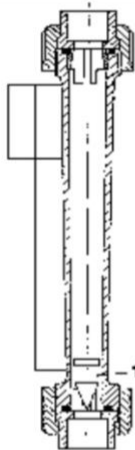


## 144 Controls, Displays and Measurements

The **control panel** is equipped with a main switch, a conductivity meter and 5 lamp buttons:

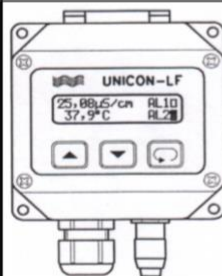


<u>lamp button</u>	<u>color</u>	<u>function</u>
1	white	START
2	yellow	STOP WITH RINSE
3	yellow	CIRCUIT CLEANING
4	yellow	SANDFILTER BACKWASH
5	red	FAULT RESET / LAMP CHECK



The **flow meter** is installed in the permeate line from the DT module(s). Inside the plastic body there is a floating indicator. When its top edge aligns to the appropriate mark on the scale, this indicates the rate of pure water produced. The scale is marked in liters per hour on the front of the transparent plastic body.

The floating indicator **1** is magnetic and actuates a eletrical signal to the PLC. The PLC in turn sends a signal to the motor valve VS160. VS160 controlled the pure water flow.



The **conductivity meter** displays the conductivity of the permeate, measured by the conductivity sensor. Conductivity provides a measure for the salt content remaining: The higher the conductivity, the higher the salt content.



The **pressure gauges** PI140 and PI150 (PI140-PI150) indicate the pressure loss across the cartridge filter, PI130-PI140 indicates the pressure loss across the sandfilter. If the pressure loss reaches an approx. value of 2 to 2.5 bar, the sandfilter must be backwashed.

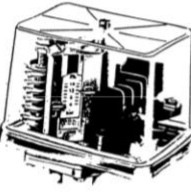



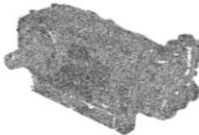
PI160 shows the operating pressure of the unit, shown as the inlet pressure to the DT Modules.

The pressure gauges are filled with a glycerin type liquid, this is to minimize pointer vibration.



## Perda de pressão através do filtro de areia



	<p><b>Pressure switch PS150</b> is activated by the water pressure upstream the high-pressure pump and switches the plant off in the event of insufficient feed (<i>to protect the pump against cavitation</i>). It is de-activated when the pressure drops below a set value of 0,5 bar. High-pressure pump will not start if this pressure switch is not activated. When not activated fault will be displayed.</p> <p><b>Pressure switch PS170</b> monitors the pressure in the concentrate line from the DT module. It stops the plant at a pressure of 6 bar, <i>in order to avoid damage to the module. Most probable cause for this to be activated is that a valve on the concentrate discharge is closed</i>. This pressure switch is activated when the pressure goes above the 6 bar setting. When activated fault will show.</p> <p><b>Pressure switch PS180</b> stops the plant when the pressure in the permeate line rises to 3 bar. <i>This is to save the DT modules from damage</i>. This pressure switch is activated when the pressure goes above 3 bar. When activated fault will show.</p>
	<p><b>Centrifugal pump PK130</b> filter pump delivers the feed water at a pressure of up to 4 bar through the cartridge filter and from there to the high-pressure pump PP160. This centrifugal pump has its own integral electric motor.</p>
	<p>The sand filter retains all sediment particles over 50 µm in size. As these particles cumulate in the filter bed, the pressure drop across the inlet and outlet increases. To reduce this pressure drop and remove these particles, the sandfilter is backwashed by air and feed water (generally when 2 to 2.5 bar are reached).</p>
	<p>Within the two <b>cartridge filters FC140</b>, sediment particles of 10 µm or more in size are retained by the filter elements. These cartridge filter elements have to be replaced when dirty, they cannot be cleaned.</p>
	<p><b>High-pressure pump PP160</b> is a positive displacement pump (plunger pump). This pump delivers feed to the DT modules at a pressure of up to 65 bar. (note: pressure is controlled by control valve VS160). The pump is powered through a belt drive from a three-phase motor. Minimum feed pressure to this pump is 0.5 bar.</p>

## Parâmetros a verificar durante a operação



Membrane Filtration Unit

340-1

### 340 Monitoring during Normal Operation

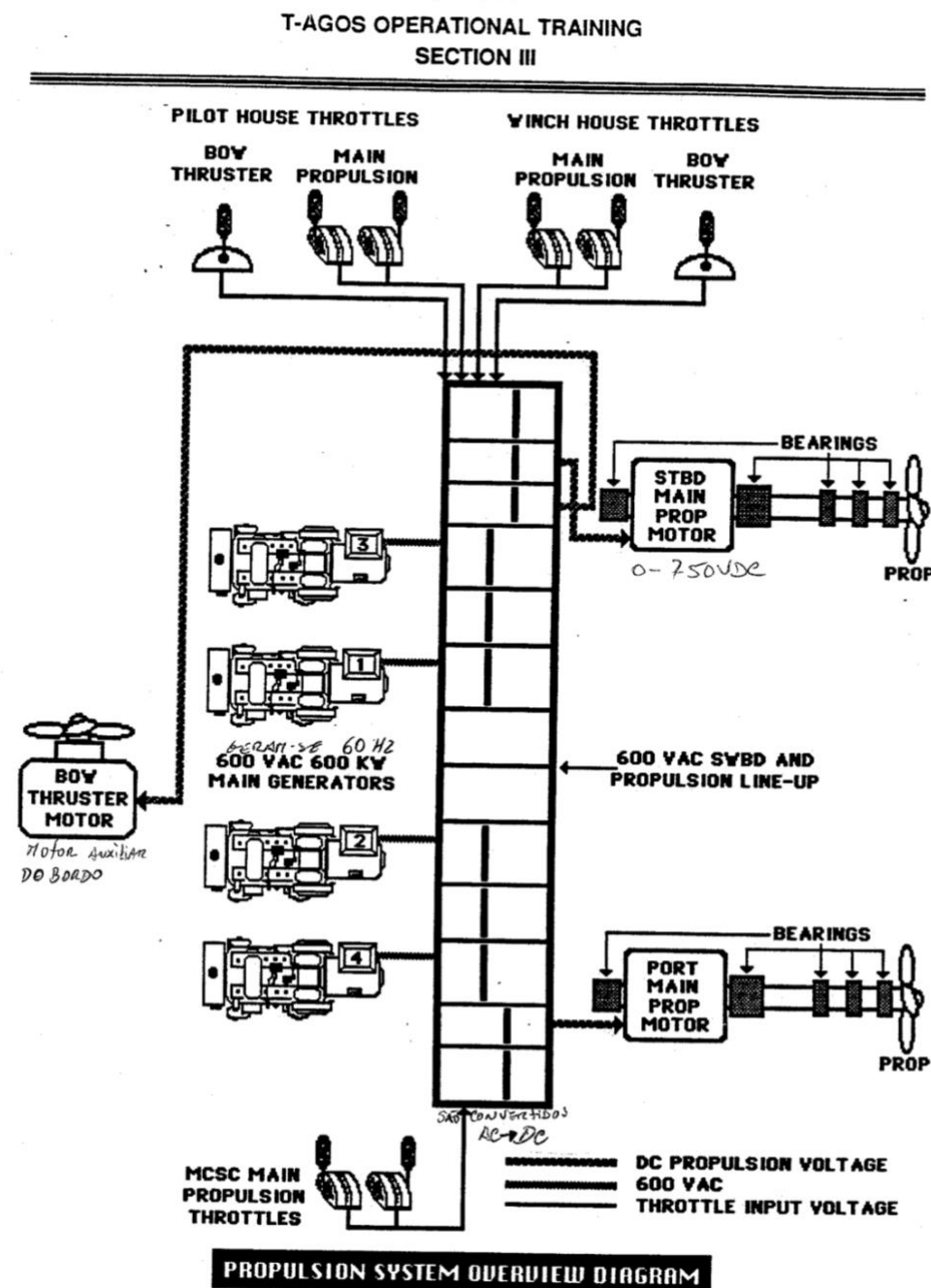
The following functions are continuously monitored:

Parameter	Device	Set values
Feed pressure	pressure transmitter PS150 (min. pressure)	0,5 bar
Pressure at inlet to module	pressure transmitter PT160 (max. pressure)	72 bar
Pressure of discharged concentrate	pressure switch PS170 (max. pressure)	6 bar
Pressure of delivered permeate	pressure switch PS180 (max. pressure)	3 bar
Flow rate of permeate	flow-transmitter FT180 (flow rate), shut-down delayed (30s)	310 l/h per module
Conductivity of permeate	conductivity sensor/meter CIS180 (max. value) shut-down delayed (15min)	1000 $\mu$ S/cm for sea-water desalination
Amperage of electric motors	motor circuit-breakers	(see electric schematics and rating plates)
Functioning of motor control valve VS160	motor control valve (by limit switches WS161/162)	

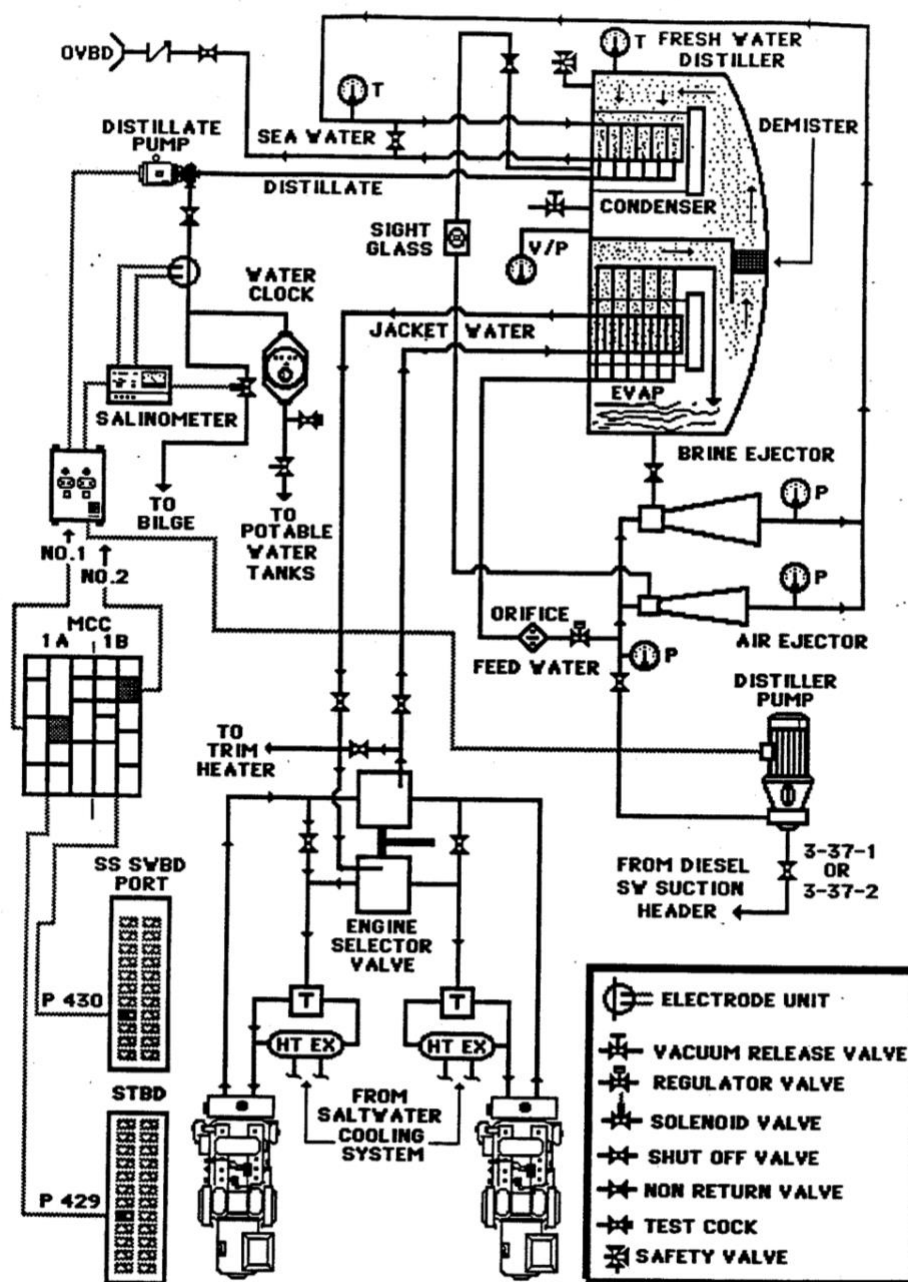


## Anexo D: Sistema de propulsão dos navios da classe ALM Gago Coutinho

### Esquema do sistema de propulsão

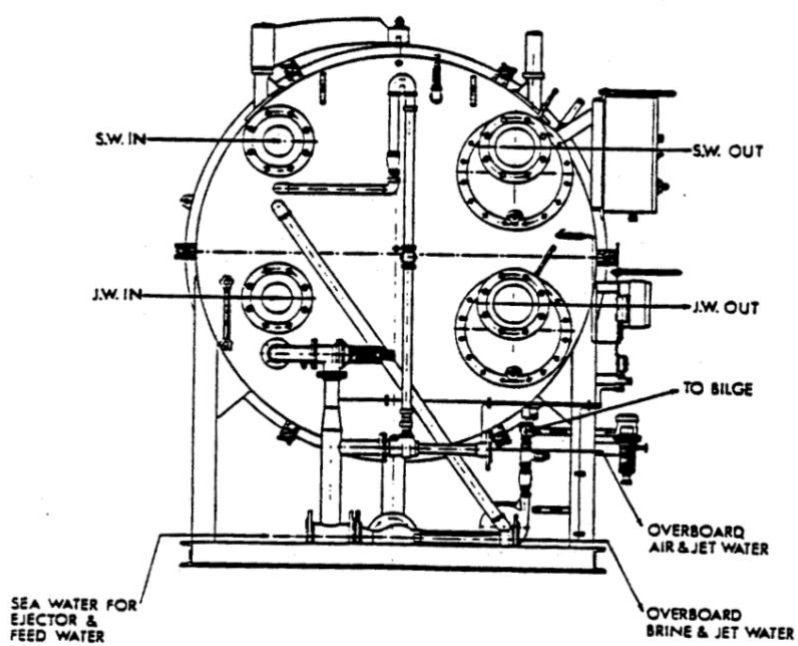
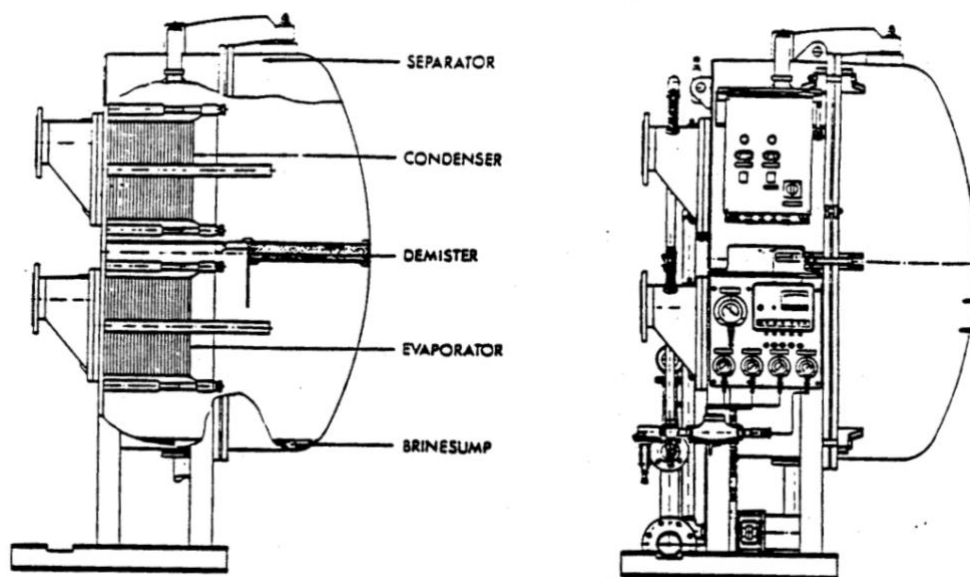


# Esquema do sistema de dessalinização



**DISTILLING PLANT**

CHAPTER 8  
PAGE 4-4



## Constituição do sistema de dessalinização

### T-AGOS OPERATIONAL TRAINING SECTION II

---

---

#### DISTILLING PLANT

#### CLASS NOTES

##### I. DISTILLING PLANT

###### A. Type and characteristics

1. The ship has two Distilling Plants
2. Each has a capacity of 3000 gpd
3. Alfa Laval Nirex Type JWP-36
  - a. Saltwater
    1. Feed pump
      - a) Motor
        - 1) 440 Volts
        - 2) 3-phase
        - 3) 60 Hz
        - 4) 3530 RPM
      - b) Pump
        - 1) 3530 RPM
        - 2) Centrifugal
    2. Air Ejector
      - a) Initial establishment of vacuum
      - b) Removes air and non-condensable gasses
    3. Brine Eductor (Evacuates Brine)
    4. Feed
      - a) Orifice
      - b) Regulating valve
    5. Condenser

**Anexo E: Manual de informações dos gases de exaustão dos motores a bordo da classe Viana do Castelo**

VOLVO PENTA			Document No			Issue Index			
1500rpm/1800 rpm			21720674			09			
Intake system			rpm load	25%	50%	1500 75%	100%	110%	
Air consumption at: (+25°C and 100kPa)	Power setting 300 kW	m³/min	11	16	20	24	26		
		cfm	401	551	709	865	929		
	Power setting 360 kW	rpm	1800						
		m³/min	15	22	27	30	30		
		cfm	544	761	947	1051	1074		
Max allowable air intake restriction including piping		kPa	3						
		psi	0,4						
Air filter type		Paper cartridge							
Air filter cleaning efficiency		%	98,5						
Exhaust system			rpm load	25%	50%	1500 75%	100%	110%	
Heat rejection to exhaust at:	Power setting 300 kW	kW	60	101	145	190	207		
		BTU/min	3412	5744	8246	10805	11772		
	Power setting 360 kW	rpm	1800						
		kW	73	122	171	238	268		
		BTU/min	4151	6938	9725	13535	15241		
Exhaust system			rpm load	25%	50%	1500 75%	100%	110%	
Exhaust gas temperature after turbine at:	Power setting 300 kW	°C	264	318	345	373	384		
		°F	507	604	653	703	723		
	Power setting 360 kW	rpm	1800						
		°C	247	287	321	386	423		
		°F	477	549	610	727	793		
Max allowable back pressure in exhaust line		kPa	10						
		psi	1,5						
Exhaust gas flow at:			rpm	1500					
(temp and pressure after turbine at the corresponding power setting)	Power setting 300 kW	m³/min	21	32	42	51	54		
		cfm	742	1130	1483	1801	1907		
	Power setting 360 kW	rpm	1800						
		m³/min	28	41	52	63	67		
		cfm	989	1448	1836	2225	2366		
Cooling system, HT circuit, heat rejection			rpm load	25%	50%	1500 75%	100%	110%	
Heat rejection from engine to surrounding at:	Power setting 300 kW	kW	3,0	3,5	4,0	4,5	4,7		
		BTU/min	171	199	227	256	267		
	Power setting 360 kW	rpm	1800						
		kW	3,5	4,0	4,5	5,0	5,2		
		BTU/min	199	227	256	284	296		
Cooling system, HT circuit, heat rejection			rpm	1500					
Heat rejection to coolant at: (HT)	Power setting 300 kW	kW	67	76	89	155	162		
		BTU/min	3810	4322	5061	8815	9213		
	Power setting 360 kW	rpm	1800						
		kW	79	110	145	190	209		
		BTU/min	4493	6256	8246	10805	11886		

## Anexo F: Tabelas dos coeficientes convecção e coeficientes globais típicos de transferências de calor

**Table B.4** Overall heat-transfer coefficients for shell-and-tubes heat exchangers.

Hot fluid	Cold fluid	$U$ (W/m <sup>2</sup> K)
<i>Heat exchangers</i>		
Water	Water	800–1500
Organic solvents	Organic solvents	200–500
Light oils	Light oils	100–400
Heavy oils	Heavy oils	50–300
Gases	Gases	10–50
<i>Coolers</i>		
Organic solvents	Water	250–750
Light oils	Water	350–900
Heavy oils	Water	60–300
Gases	Water	20–300
Water	Brine	600–1200
Organic solvents	Brine	150–500
Gases	Brine	15–250
Water	Natural gas mixture with hydrogen	500–800
Water or brine	Gases, moderate pressures	100–200
<i>Heaters</i>		
Steam	Organic solvents	500–1000
Steam	Light oils	300–900
Steam	Heavy oils	60–450
Steam	Gases	30–300
Dowtherm	Heavy oils	50–300
Dowtherm	Gases	20–200
Flue gases	Steam or hydrocarbon vapors	30–100
<i>Condensers</i>		
Steam	Water	1000–1500
Organic vapors	Water	700–1000
Organics vapors, high NC, A	Water	100–500
Organics vapors, low NC, V	Water	250–600
Thermal fluid vapors	Tall oil	300–400
Tall oil, vegetable oil vapors	Water	100–250
<i>Vaporizers</i>		
Steam	Aqueous diluted solutions	1000–2000
Steam	Light organics	1000–1500
Steam	Heavy organics	600–900
<i>Evaporators</i>		
Steam	Sea water (long tube falling film)	1500–3000
Steam	Sea water (long tube rising film)	700–2500
Steam	Sugar solution (agitated film)	1000–2000

## Anexo G: Características das membranas *SW30ULE-440i* *obsoleto 9/2019*

Home > Membranes - RO/UF/NF > Filmtec >




# Filmtec SW30ULE-440i Reverse Osmosis Element

Please contact ForeverPure for pricing. (Call 408-969

**Availability:** Usually Ships in 3 to 5 Days

Product Code: SW30ULE-440i

 Larger Photo

Qty:



Like 0

Share

Add To Cart

Alternative Views:



Description

Spec Sheet / Manual

Technical Specifications

## Filmtec™ SW30ULE-440i

(Suggested alternative: Hydranautics SWC6 MAX)

DOW FILMTEC™ SW30ULE-440i Elements offer medium salinity and medium temperature productivity and high rejection through extra-low energy consumption and single-pass designs or high salinity brackish water applications. The combination of high active area and lower cleaning frequency which enable sustainable lower lifecycle cost. iLEC™ Interlocking o-ring leaks that can cause poor water quality.

## Product Specifications

Permeate Flow Rate gpd (m3/d): 12,000 (45.4)

Stabilized Boron Rejection (%): 89

Minimum Salt Rejection %: 99.55

<https://www.foreverpureplace.com/Filmtec-SW30ULE-440i-Seawater-RO-8-Element-p/sw30ule-440i.htm>

Página 2 de 3

Filmtec SW30ULE-440i Seawater Reverse Osmosis 8" Element

17/03/21, 03:24

Stabilized Salt Rejection %: 99.70

## Operating and Cleaning Limits

Membrane Type	Polyamide Thin-Film Composite
Maximum Operating Temperature	113°F (45°C)
Maximum Element Pressure Drop	13 psig (0.9 bar)
pH Range, Continuous Operation	2-11
pH Range, Short-Term Cleaning	1-13
Maximum Feed Silt Density Index (SDI)	SDI5
Free Chlorine Tolerance	<0.1ppm

- Maximum temperature for continuous operation above pH 10 is 95°F (35°C).
- Refer to Cleaning Guidelines in specification sheet 609-23010.
- Under certain conditions, the presence of free chlorine and other oxidizing agents will cause preme under warranty. FilmTec Corporation recommends removing residual free chlorine by pretreatment p 609-22010 for more information.



## Anexo H: Tabelas de Propriedades da água

**Table A-9** | Properties of water (saturated liquid).<sup>†</sup>

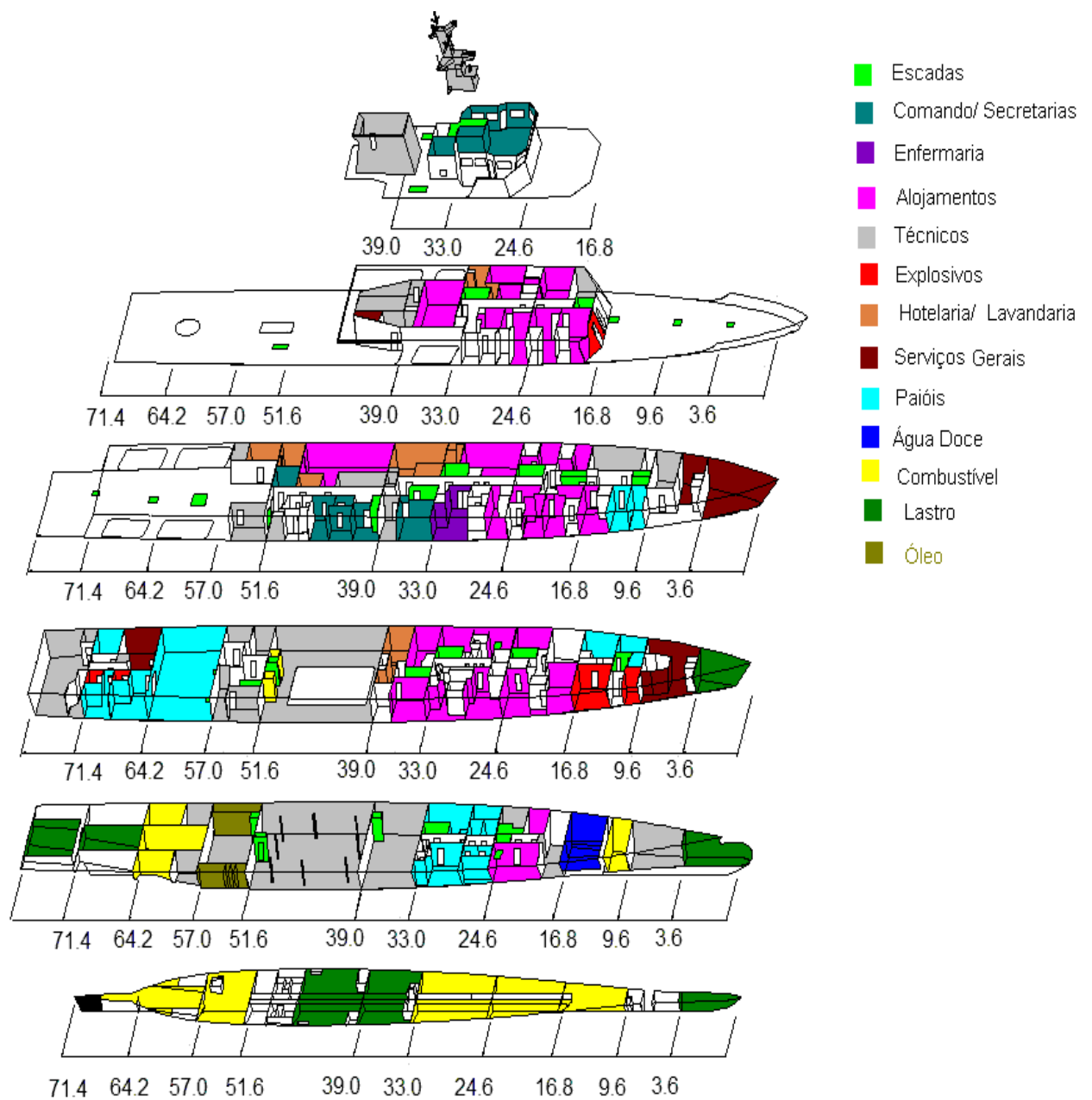
Note: $\text{Gr}_x \text{Pr} = \left( \frac{g\beta\rho^2 c_p}{\mu k} \right) x^3 \Delta T$							
°F	°C	$c_p$ kJ/kg · °C	$\rho$ kg/m <sup>3</sup>	$\mu$ kg/m · s	$k$ W/m · °C	Pr	$\frac{g\beta\rho^2 c_p}{\mu k}$ 1/m <sup>3</sup> · °C
32	0	4.225	999.8	$1.79 \times 10^{-3}$	0.566	13.25	
40	4.44	4.208	999.8	1.55	0.575	11.35	$1.91 \times 10^9$
50	10	4.195	999.2	1.31	0.585	9.40	$6.34 \times 10^9$
60	15.56	4.186	998.6	1.12	0.595	7.88	$1.08 \times 10^{10}$
70	21.11	4.179	997.4	$9.8 \times 10^{-4}$	0.604	6.78	$1.46 \times 10^{10}$
80	26.67	4.179	995.8	8.6	0.614	5.85	$1.91 \times 10^{10}$
90	32.22	4.174	994.9	7.65	0.623	5.12	$2.48 \times 10^{10}$
100	37.78	4.174	993.0	6.82	0.630	4.53	$3.3 \times 10^{10}$
110	43.33	4.174	990.6	6.16	0.637	4.04	$4.19 \times 10^{10}$
120	48.89	4.174	988.8	5.62	0.644	3.64	$4.89 \times 10^{10}$
130	54.44	4.179	985.7	5.13	0.649	3.30	$5.66 \times 10^{10}$
140	60	4.179	983.3	4.71	0.654	3.01	$6.48 \times 10^{10}$
150	65.55	4.183	980.3	4.3	0.659	2.73	$7.62 \times 10^{10}$
160	71.11	4.186	977.3	4.01	0.665	2.53	$8.84 \times 10^{10}$
170	76.67	4.191	973.7	3.72	0.668	2.33	$9.85 \times 10^{10}$
180	82.22	4.195	970.2	3.47	0.673	2.16	$1.09 \times 10^{11}$
190	87.78	4.199	966.7	3.27	0.675	2.03	
200	93.33	4.204	963.2	3.06	0.678	1.90	
220	104.4	4.216	955.1	2.67	0.684	1.66	
240	115.6	4.229	946.7	2.44	0.685	1.51	
260	126.7	4.250	937.2	2.19	0.685	1.36	
280	137.8	4.271	928.1	1.98	0.685	1.24	
300	148.9	4.296	918.0	1.86	0.684	1.17	
350	176.7	4.371	890.4	1.57	0.677	1.02	
400	204.4	4.467	859.4	1.36	0.665	1.00	
450	232.2	4.585	825.7	1.20	0.646	0.85	
500	260	4.731	785.2	1.07	0.616	0.83	
550	287.7	5.024	735.5	$9.51 \times 10^{-5}$			
600	315.6	5.703	678.7	8.68			

<sup>†</sup>Adapted to SI units from A. I. Brown and S. M. Marco, *Introduction to Heat Transfer*, 3rd ed. New York: McGraw-Hill, 1958.

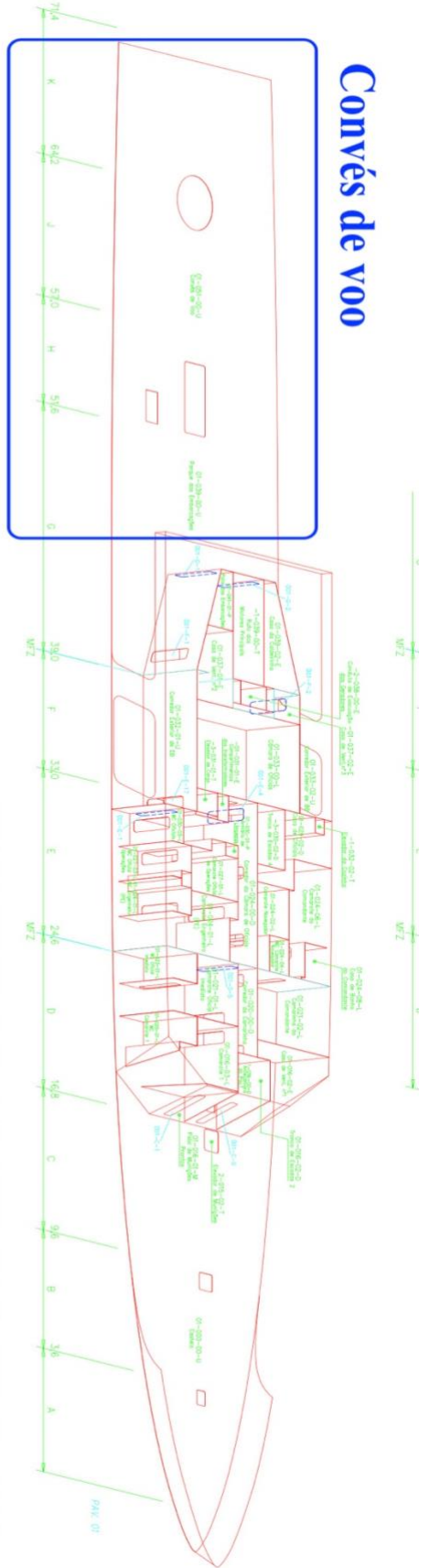
**Table A-6** | Properties of gases at atmospheric pressure<sup>†</sup> (*Continued*).

Values of $\mu$ , $k$ , $c_p$ , and Pr are not strongly pressure-dependent for He, H <sub>2</sub> , O <sub>2</sub> , and N <sub>2</sub> and may be used over a fairly wide range of pressures							
$T$ , K	$\rho$ kg/m <sup>3</sup>	$c_p$ kJ/kg · °C	$\mu$ , kg/m · s	$\nu$ , m <sup>2</sup> /s	$k$ W/m · °C	$\alpha$ , m <sup>2</sup> /s	Pr
Water vapor							
380	0.5863	2.060	$12.71 \times 10^{-6}$	$2.16 \times 10^{-5}$	0.0246	$0.2036 \times 10^{-4}$	1.060
400	0.5542	2.014	13.44	2.42	0.0261	0.2338	1.040
450	0.4902	1.980	15.25	3.11	0.0299	0.307	1.010
500	0.4405	1.985	17.04	3.86	0.0339	0.387	0.996
550	0.4005	1.997	18.84	4.70	0.0379	0.475	0.991
600	0.3652	2.026	20.67	5.66	0.0422	0.573	0.986
650	0.3380	2.056	22.47	6.64	0.0464	0.666	0.995
700	0.3140	2.085	24.26	7.72	0.0505	0.772	1.000
750	0.2931	2.119	26.04	8.88	0.0549	0.883	1.005
800	0.2739	2.152	27.86	10.20	0.0592	1.001	1.010
850	0.2579	2.186	29.69	11.52	0.0637	1.130	1.019

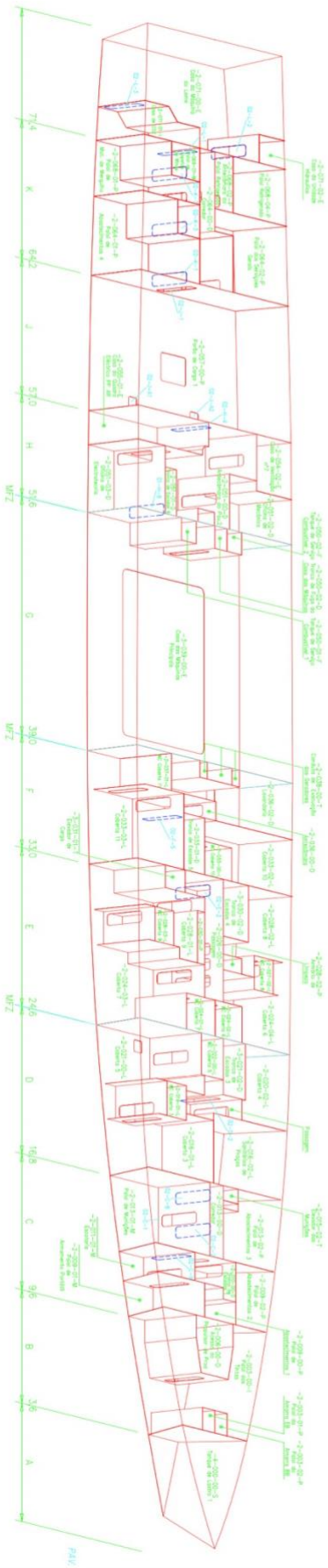
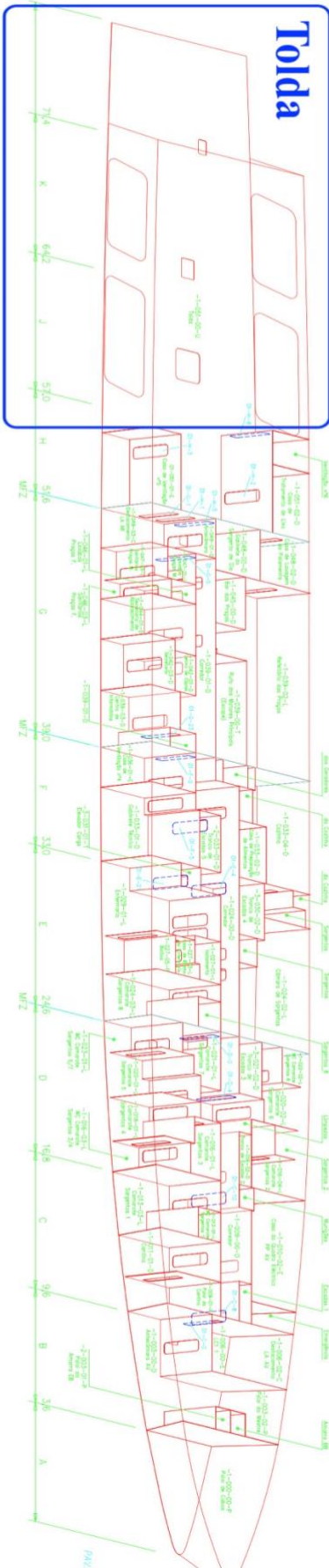
# **Anexo I: Diagrama de compartimentação dos navios da classe Viana do Castelo.**



# Convés de voo



## Tolda





[illegible]

The drawing is a detailed architectural elevation of a house, oriented vertically. It features a prominent red roof and blue walls. The structure is divided into several sections, each with specific dimensions and labels. At the top, a large section is labeled 'Casa dos geradores a re' with dimensions like 4.410 x 10.00 and 4.410 x 10.00. Below this, there are smaller sections with dimensions such as 4.410 x 10.00, 4.410 x 10.00, and 4.410 x 10.00. The drawing also includes a cross-section of a room with a blue wall and a red roof, labeled 'Casa dos geradores a re' with dimensions 4.410 x 10.00 and 4.410 x 10.00. The bottom section of the drawing shows a large room with a red roof and blue walls, labeled 'Casa dos geradores a re' with dimensions 4.410 x 10.00 and 4.410 x 10.00. The drawing is a technical architectural representation, likely for a building project.

